



DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE  
SISTEMAS Y AUTOMÁTICA.

PROYECTO FIN DE CARRERA

MODELADO DE UNA CALDERA DE  
VAPOR EN BLOQUES  
CONSTITUTIVOS EN SIMULINK.

Autor: Arturo García Cerrato.

Tutor: Fernando Martín Monar.

6 de Julio del 2016.

# Resumen.

Este proyecto consiste en el desarrollo de un modelo sobre Simulink de diferentes sistemas térmicos ampliamente extendidos en la industria, que en su conjunto ofrecen el funcionamiento de una caldera de vapor pirotubular a leña. En concreto, bajo una estructura modular, en dicho modelo encontraremos:

- Modelo de un horno con combustión de leña basado en un balance estequiométrico y energético de la reacción.
- Modelo de un intercambiador de calor humos-agua en ebullición basado en el método NTU de intercambiadores de calor.
- Modelo de un calderín basado en un balance másico y energético orientado a la generación de vapor.

Este proyecto apunta a un acercamiento al mundo de los sistemas térmicos desde la perspectiva de la ingeniería de sistemas y control (especialmente a lo referente a combustión y generación de vapor); así como a ofrecer una herramienta sencilla, bajo una interfaz simple, que permita analizar y entender los parámetros fundamentales de dichos sistemas y sus efectos sobre las diferentes variables resultado, obteniendo resultados numéricos y gráficos cuya interpretación pueda considerarse sencilla para alguien que tenga nociones básicas de los sistemas y procesos modelados.

Finalmente, cabe señalar la utilidad de dicho modelo para estudiar estrategias de control al tratarse de un sistema *MIMO (Multiple Input Multiple Output)*, donde encontramos no-linealidad, tiempos muertos y respuestas inversas entre otras características.

# Abstract.

This project is based on the development of a model of different thermal systems which are widespread in the industry and whose joint work offers the behavior of a steam boiler with wood as fuel. Following a modular structure, this model includes:

- Furnace model with wood combustion based on a stoichiometric and an energetic balance of the reaction.
- Heat exchanger model with fumes and boiling water based on NTU method for heat exchangers.
- Boiler model based on a mass and an energetic balance focused on steam generation.

This project is an approach to thermal systems from the view of systems and control engineering (specially referred to combustion and steam generation). Besides, it provides a simple tool, with a clear interface, which allows analyzing and understanding the main parameters of these systems and their effects on the outcomes, getting graphical and numerical results whose interpretation could be easy to understand by anybody whit basic knowledges on these systems and processes.

Finally, it should be noted the usefulness of this model for studying control strategies on it, because it is a *MIMO (Multiple Input Multiple Output)* system, nonlinear, with dead times, inverse responses, as well as other features.

# ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS.....	7
ÍNDICE DE TABLAS.....	9
1. INTRODUCCIÓN. ....	10
1.1 Antecedentes y motivación. ....	10
1.2 Alcance y objetivos. ....	10
1.3 Estructura del documento ....	11
2. COMBUSTIÓN. ....	12
2.1. Definición. ....	12
2.2. Triángulo de la combustión. ....	13
2.3. Tipos de combustión.....	13
2.4. Entalpía de la reacción.....	14
3. COMBUSTIBLES.....	16
3.1. Tipos de combustibles. ....	16
3.2. Poder calorífico. ....	17
3.3 Análisis elemental de un combustible. ....	18
4. TRANSFERENCIA DE CALOR. ....	19
4.1. Transferencia de calor por conducción. ....	19
4.2. Transferencia de calor por convección.....	19
4.3. Transferencia de calor por radiación. ....	20
5. CALDERAS. ....	22
5.1. Generación de vapor.....	22
5.2. Clasificación de calderas. ....	22
5.2.1. En función de su diseño (fluido de los tubos). ....	22
5.2.2. En función del fluido caloportador. ....	24
5.2.3. En función del tipo de combustible. ....	25
5.2.4. En función de su toma de aire. ....	25
5.2.5. En función de la presión de trabajo. ....	25
5.3. Componentes fundamentales de una caldera.....	26
6. INTERCAMBIADORES DE CALOR. ....	27
6.1. Clasificación de intercambiadores de calor. ....	27

6.1.1. En función de la construcción. ....	27
6.1.2. En función al movimiento relativo de los fluidos. ....	27
6.2. Balance térmico en intercambiadores. ....	28
6.3. Ecuación de transmisión de calor. ....	29
6.3.1. Coeficiente global de transmisión de calor. ....	29
6.3.2. Diferencia de temperaturas promedio. ....	30
6.4. Análisis de intercambiadores por método NTU. ....	30
7. MODELO DE CALDERA DE VAPOR. ....	34
7.1. Consideraciones previas. ....	34
7.2. Modelo de horno. ....	35
7.2.1. Balance de materia en el horno. ....	35
7.2.2. Balance de energía en el horno. ....	54
7.3. Modelo de intercambio de calor por convección. ....	72
7.3.1 Introducción. ....	72
7.3.2. Módulo implementado. ....	75
7.4 Modelo de calderín. ....	87
7.4.1. Introducción. ....	87
7.4.2. Módulo implementado. ....	88
7.5 Modelo completo de caldera de vapor. ....	97
7.5.1. Cálculo de la eficiencia de caldera. ....	98
7.5.2. Módulo implementado. ....	99
8. VALIDACIÓN DEL MODELO DE CALDERA DE VAPOR. ....	100
8.1 Validación del modelo del horno. ....	100
8.1.1. Proceso de combustión. ....	100
8.1.2. Poder Calorífico Superior y Temperatura adiabática de la llama: ....	102
8.1.3. Dinámica del horno: ....	104
8.2 Validación de la caldera. ....	106
8.2.1. Caudales de agua y vapor. ....	106
8.2.2. Temperatura y volumen específico del vapor frente presión en el calderín. .....	108
8.2.3. Dinámica de temperatura y presión en la caldera. ....	110
9. CONCLUSIONES. ....	113

9.1 Conclusiones. ....	113
9.2. Limitaciones. ....	114
9.3 Futuros desarrollos .....	115
REFERENCIAS. ....	116
Apéndice A.....	118
Apéndice B.....	120
Apéndice C.....	125

# ÍNDICE DE FIGURAS.

Figura 1. Triángulo de la combustión. ....	13
Figura 2. Diagrama de cálculo de la entalpía de reacción. Ley de Hess. ....	15
Figura 3. Caldera Pirotubular. ....	23
Figura 4. Caldera pirotubular vertical. ....	23
Figura 5. Esquema de caldera acuotubular. ....	24
Figura 6. Tipos de caldera en función de su toma de aire. ....	25
Figura 7. Ejemplos de intercambiadores de calor. ....	28
Figura 8. Distribución de temperaturas en un intercambiador de calor ....	28
Figura 9. Distribución de temperaturas de los fluidos y su diferencia de temperaturas promedio en intercambiador de calor. ....	30
Figura 10. Distribución de temperaturas en un intercambiador de longitud infinita....	31
Figura 11. Relaciones de NTU (NUT) con la eficiencia en un intercambiador de calor..	32
Figura 12. Gráficas de valor de NTU para diferentes tipos de intercambiadores. ....	33
Figura 13. Módulo balance de masas en horno. ....	36
Figura 14. Vista general del módulo balance de materia horno ....	39
Figura 15. Módulo de configuración de combustible y aire. ....	41
Figura 16. Diagrama de representación de composición de combustible. ....	41
Figura 17. Gráfica PCS frente a humedad de la leña. ....	42
Figura 18. Gráfica Composición de humos secos frente a Exceso de aire. ....	43
Figura 19. 1-D Lookup Table para curva de proporción de CO <sub>2</sub> frente a exceso de aire. ....	44
Figura 20. Módulo de reacción estequiométrica. ....	46
Figura 21. Módulo de reacción real. ....	50
Figura 22. Módulo de cálculo del PCI ....	50
Figura 23. Módulo del cálculo de las fracciones molares de los humos húmedos. ....	52
Figura 24. Submódulo del cálculo de fracción molar para el CO. ....	53
Figura 25. Submódulo del cálculo del peso molecular de los humos húmedos. ....	54
Figura 26. Módulo de balance de energía en el horno ....	56
Figura 27. Vista general del módulo de balance de energía del horno. ....	58
Figura 28. Módulo de entalpía de entrada de reactivos ....	60
Figura 29. Cálculo de la entalpía de entrada del carbono por unidad de tiempo. ....	61
Figura 30. Cálculo de la entalpía de entrada del hidrógeno por unidad de tiempo. ....	62
Figura 31. Módulo de entalpía de reacción por unidad de tiempo. ....	63
Figura 32. Cálculo de la entalpía de formación de los productos por unidad de tiempo. ....	64
Figura 33. Cálculo de la entalpía de salida del agua procedente de la humedad del combustible. ....	66
Figura 34. Cálculo de pérdidas sólidas. ....	67

Figura 35. Cálculo de pérdidas sólidas debido a la presencia de carbono inquemado.	67
Figura 36. Gráfica de emisividad de llama frente a relación másica carbono/hidrógeno. .....	68
Figura 37. Módulo de calor transmitido por radiación. ....	69
Figura 38. Módulo de cálculo del calor específico molar de los humos. ....	71
Figura 39. Cálculo del calor específico molar del CO. ....	71
Figura 40. Módulo del cálculo de la temperatura de rocío del vapor de agua. ....	72
Figura 41. Módulo de intercambio convectivo. ....	73
Figura 42. Vista general del módulo de intercambio convectivo.....	75
Figura 43. Módulo del intercambiador convectivo. ....	78
Figura 44. Módulo de geometría de tubos.....	79
Figura 45. Módulo de propiedades de los humos.....	80
Figura 46. Cálculo de densidad.....	81
Figura 47. Cálculo número de Reynolds. ....	83
Figura 48. Módulo correlación para el número de Nusselt.....	84
Figura 49. Módulo de cálculo de eficiencia de intercambiador.....	85
Figura 50. Módulo del calderín.....	87
Figura 51. Vista general del módulo del modelo del calderín.....	89
Figura 52. Módulo de balance de materia en el calderín.....	90
Figura 53. Diagrama de bloques para reproducir fenómenos de esponjamiento y contracción. ....	92
Figura 54. Vista general del módulo de balance de masa en el calderín. ....	93
Figura 55. Módulo del balance de energía en el calderín. ....	94
Figura 56. Módulo de balance de energía en el calderín. ....	96
Figura 57. Módulo completo de caldera de vapor. ....	97
Figura 58. Vista general de modelo de caldera de vapor.....	99
Figura 59. Gráfica composición en CO, CO <sub>2</sub> y O <sub>2</sub> en los humos (izquierda) y resultado de nuestro proceso de combustión implementado (derecha). ....	101
Figura 60. PCS de diferentes sustancias. ....	102
Figura 61. Gráfica Temperatura adiabática – PCS. ....	103
Figura 62. Evolución de temperatura adiabática de llama para un exceso de aire del 50%. ....	103
Figura 63. Evolución de temperatura del horno (arriba izquierda); calor radiación (arriba derecha); entalpía de humos húmedos (abajo). ....	105
Figura 64. Gráficas de masas: agua en el calderín (arriba izquierda); masa total en calderín (arriba derecha); vapor en el calderín (abajo).....	107
Figura 65. Cruvas temperatura y volumen específico del vapor saturado frente a presión.....	108
Figura 66. Gráficas Temperatura-Presión (izquierda) y Volumen específico-Presión (derecha).....	109



Figura 67. Medidas sobre un calderín 2-BHP sin calentamiento previo y su curva polinómica más aproximada. ....	110
Figura 68. Evolución de la temperatura (izquierda) y presión (derecha) del calderín. ....	112
Figura 69. Tanque horizontal de geometría cilíndrica.....	125
Figura 70. Corte transversal de tanque horizontal.....	125
Figura 71. Tanque horizontal con agua. ....	127

## ÍNDICE DE TABLAS.

Tabla 1. Composición del combustible (leña) utilizada en el modelo.....	42
Tabla 2. Parámetros de polinomios del calor específico de diferentes sustancias. ....	62
Tabla 3. Entalpías estándar de formación de diferentes sustancias. ....	63
Tabla 4. Parámetros de polinomios de calor específico molar de diferentes sustancias. .....	65
Tabla 5. Parámetros de polinomios de propiedades de flujos.....	82

# 1. INTRODUCCIÓN.

## 1.1 Antecedentes y motivación.

La concepción de este proyecto tiene como origen mi desempeño como colaborador en prácticas en el departamento de Instrumentación y Control en la planta de generación eléctrica *Las Lomas*, sita en Madrid y gestionada por la empresa *Tirmadrid S.A.* (perteneciente al grupo *Urbaser*), donde pude percatarme de la necesidad en la industria de profesionales del control de sistemas térmicos, especialmente en lo relacionado con procesos de combustión y generación de vapor.

Fue mi pretensión de profundizar mis conocimientos en dichos sistemas, desde una perspectiva de control, lo que motivó la realización de este proyecto, así como la cada vez más extendida energía de la biomasa o *bioenergía* y su uso en los sistemas de generación energética. Éste último fue el factor que determinó mi elección por un combustible sólido natural como la leña.

## 1.2 Alcance y objetivos.

El modelo de una caldera de vapor que aquí se presenta ha sido desarrollado con la intención de realizar un acercamiento al mundo de los procesos térmicos industriales desde la perspectiva de la ingeniería de control.

Ciertamente, se concibió la elaboración de diferentes bloques independientes cuyo fin no se limitara exclusivamente al de constituir la caldera, sino que posibilitaran su estudio e incluso su uso de manera independiente. Está pretensión hará necesario el seguimiento de una estructura modular durante la elaboración del modelo.

En el desarrollo de los elementos que lo componen se ha buscado la simplicidad para, en base a la realización de simulaciones sobre él, entender procesos térmicos ampliamente extendidos en la industria de una manera sencilla, permitiendo interpretar los resultados que ofrece de una manera directa y con vistas al desarrollo de técnicas de control sobre el mismo.

A la hora de simular calderas reales, deberá tenerse en cuenta el efecto de las simplificaciones impuestas en el modelado. Aun así, y de acuerdo con [1], existen complicados modelos con grandes códigos de simulación de poco interés para el diseño de control debido a su complejidad. No obstante, los resultados que se obtienen con las simulaciones no dejan de ser útiles como herramienta orientativa y formativa, por lo que este proyecto aporta un excelente primer paso para la

simulación de procesos de combustión y generación de vapor, haciendo uso de una herramienta sencilla y fácilmente ampliable.

## 1.3 Estructura del documento

El núcleo del presente documento se compone de dos grandes bloques: el primero equivaldría al marco teórico que se ha considerado necesario para entender y analizar el segundo bloque, en el cual se desarrolla el contenido relacionado con el modelado de la caldera.

El primer bloque está compuesto por cuatro temas en los que se habla de la combustión y sus combustibles, útiles para entender el modelado del horno; los mecanismos de transferencia de calor, importantes en el estudio del horno y el intercambiador de calor; además de calderas y de intercambiadores de calor, para entender de manera global el modelo y mostrar el estado de la técnica en cuestión de calderas.

El segundo bloque está compuesto por dos temas relacionados con el modelo de la caldera: en el primer tema se desarrolla el trabajo realizado para implementar el modelo y en el segundo se explican las validaciones realizadas para respaldar su aceptabilidad.

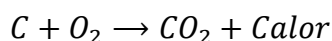
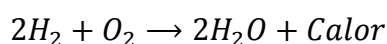
Encontraremos un tercer bloque en el que se ofrecerán las conclusiones más destacadas que el autor ha extraído de este proyecto.

## 2. COMBUSTIÓN.

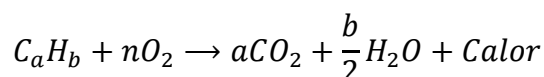
### 2.1. Definición.

De acuerdo con [2], la combustión es el conjunto de procesos físico-químico en los que un elemento combustible se combina con otro elemento comburente (generalmente oxígeno en forma de  $O_2$  gaseoso) desprendiendo luz, calor y productos químicos resultantes de la reacción (oxidación). Como consecuencia de la reacción de combustión se tiene la formación de una llama. Dicha llama es una masa gaseosa incandescente que emite luz y calor.

Las reacciones básicas de combustión corresponden a las reacciones de oxidación del carbono y del hidrogeno mediante oxígeno que puede aportarse en forma pura (oxicombustión) o a través de aire, el cual lo contiene en una proporción en torno al 21%. Las reacciones producidas en la oxidación del hidrógeno y del carbono son las siguientes:



Pero, generalmente, estos dos elementos no se encuentran en estado puro para actuar como combustibles (a excepción del carbono en el carbón fósil). La composición general de los combustibles tiene la forma  $C_aH_b$  y su reacción de combustión es la siguiente:



La combustión no es realmente una única reacción química, sino que se pueden distinguir tres fases en la reacción de combustión:

- **Fase de pre-reacción** (formación de radicales): El combustible se descompone dando lugar a la formación de radicales, que son unos compuestos intermedios inestables y muy activos, para que, de este modo, el carbono y el hidrógeno puedan reaccionar con el oxígeno.
- **Fase de oxidación**: En esta fase se produce la combinación entre radicales y el oxígeno de un modo exotérmico. Es cuando tiene lugar la propagación de la llama.
- **Fase de terminación**: En esta fase se forman los compuestos estables finales. El conjunto de estos compuestos es lo que se denominan “gases de combustión”.

## 2.2. Triángulo de la combustión.

Para que la combustión pueda producirse se requiere la aportación de tres componentes: combustible, comburente y calor (ignición). El conjunto de estos tres elementos es lo que se conoce como el triángulo de la combustión, representado en la Figura 1.

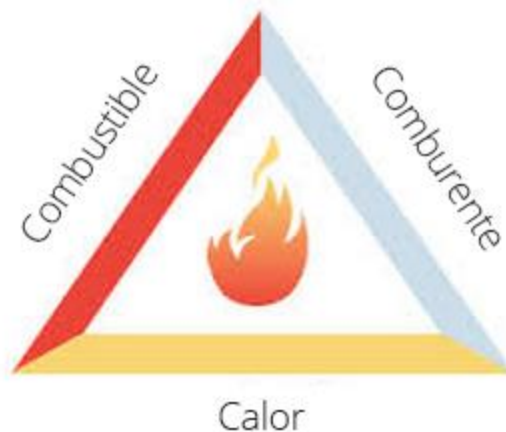


Figura 1. Triángulo de la combustión.

Fuente: <http://www.feichile.cl/wp-content/uploads/2015/01/triangulo-e1420743627978.png>

Combustible y comburente han de encontrarse en las proporciones adecuadas, requiriéndose además una fuente de energía (fuente de ignición) que produzca el inicio de la combustión y que la mantenga en el tiempo.

Por otra parte, para que se inicie la combustión, es necesario que el combustible se encuentre en forma gaseosa. Por ello, los combustibles líquidos y sólidos precisan calentarse primero para que desprendan vapores que puedan inflamarse. En consecuencia, se pueden diferenciar, para cada material:

- **Temperatura de gasificación:** temperatura a la cual el combustible se gasifica.
- **Temperatura de ignición:** temperatura a la cual el combustible ya gasificándose inflama espontáneamente.

## 2.3. Tipos de combustión.

En función del grado de combustión alcanzado, podemos clasificar la combustión como:

- **Combustión completa:** En ella el combustible se quema completamente hasta alcanzar el grado máximo de oxidación. Como resultado, entre los productos de

dicha reacción (humos) no habrá sustancias combustibles, pudiendo encontrar en ellos:  $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $SO_2$ .

- **Combustión incompleta:** En este caso el combustible no se oxida por completo, dando lugar a sustancias entre sus productos que pueden seguir oxidándose y que se denominan inquemados, tal como:  $H_2$ ,  $H_2S$ ,  $C$  o compuestos del tipo  $C_aH_b$ .

Atendiendo a la cantidad de comburente aportado a la combustión encontramos:

- **Combustión teórica o estequiométrica:** En ella la combustión se realiza con la cantidad justa de oxígeno para realizar la combustión completa siguiendo las cantidades estequiométricas (teóricas) de la reacción de combustión. En este tipo de combustiones no encontraremos  $O_2$  entre los productos pues su totalidad se consume en el proceso de combustión.
- **Combustión con exceso de aire:** Se produce si la combustión se lleva a cabo con una cantidad de oxígeno superior a la estequiométrica. Esta combustión tiende a no producir inquemados, siendo típica la presencia de  $O_2$  en los humos. Permite evitar la combustión incompleta pero lleva consigo la pérdida de calor en los productos, reduciendo la temperatura de combustión y la eficiencia de la reacción.
- **Combustión con defecto de aire:** Donde la cantidad de aire que reacciona en la combustión es menor que la cantidad estequiométrica, produciéndose por lo tanto inquemados.

## 2.4. Entalpía de la reacción.

Dado que la entalpía es función de estado, su variación en una reacción química (salto entálpico entre reactivos y productos,  $\Delta H$ ) es independiente del camino [3]. Para su cálculo, podemos descomponer su valor total en diferentes términos siguiendo un camino imaginario en el que la reacción ocurre en condiciones estándar:

$$T_0 = 25^\circ C$$

$$P_0 = 1 \text{ bar}$$

Esta metodología de cálculo consiste en la llamada *Ley de Hess* [3],[4]. Puede verse en Figura 2, el recorrido seguido en el cálculo de la entalpía de reacción.

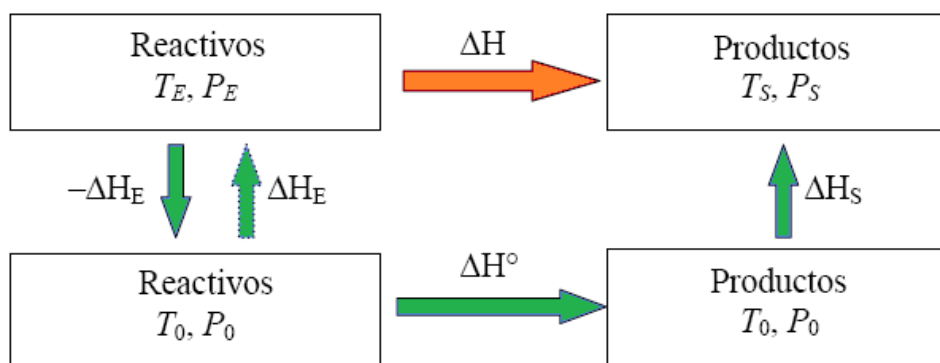


Figura 2. Diagrama de cálculo de la entalpía de reacción. Ley de Hess.

$$\Delta H = \Delta H^{\circ} + \Delta H_S - \Delta H_E$$

El término  $\Delta H_E$  es la variación de entalpía en los reactivos producida al pasar de condiciones estándar ( $T_0$  y  $P_0$ ) a las condiciones de entrada de los reactivos,  $T_E$  y  $P_E$ . Nótese el cambio de signo pues en nuestro estudio nuestro interés se centra en el paso de condiciones  $T_0$  y  $P_0$  a condiciones  $T_E$  y  $P_E$ .

El término  $\Delta H_S$  es la variación de entalpía en los productos necesaria para pasar de  $T_0$  y  $P_0$  a las condiciones de salida de los productos.

El término  $\Delta H^{\circ}$  es la denominada variación de entalpía estándar, que indica el salto de entalpía de la reacción hipotética en la que reactivos y productos se encuentran a 25°C y 1 bar. Su cálculo puede realizarse de dos maneras:

- a) En función de las entalpías estándar de formación de reactivos y productos [3]:

$$\Delta H^{\circ} = \sum_{\text{Productos}} n_i \cdot \Delta H_{f_i}^{\circ} - \sum_{\text{Reactivos}} n_j \cdot \Delta H_{f_j}^{\circ}$$

Donde  $n$  denota número de moles y  $\Delta H_f^{\circ}$  entalpía estándar de formación (por mol de sustancia).

- b) En función del valor experimental del calor de reacción teórica de combustión a 25°C y 1 bar. Este valor experimental es el llamado poder calorífico, una propiedad del combustible de la que hablaremos más adelante [4].

## 3. COMBUSTIBLES.

Un combustible es cualquier material con capacidad para liberar energía calorífica cuando reacciona químicamente con oxígeno transformando con ello su estructura química.

### 3.1. Tipos de combustibles.

Los combustibles pueden clasificarse atendiendo a su estado de agregación como sólidos, líquidos y gaseosos.

#### **Combustibles sólidos.**

Las moléculas del combustible están fuertemente cohesionadas, lo que impide movimientos moleculares. Su característica fundamental es que mantienen un volumen y forma definidos.

Dos especificaciones muy importantes en un combustible sólido son la humedad y la granulometría. La humedad es un elemento negativo para la reacción química y se debe tratar de minimizar, mientras que para el tamaño es conveniente que sea lo menor posible. Además estos tipos de combustible presentan una mala mezcla con el aire y suelen ensuciar superficies.

Entre los combustibles sólidos encontramos la leña, así como los distintos tipos del comúnmente llamado carbón (turba, lignito...)

#### **Combustibles líquidos.**

Las fuerzas resultantes de los movimientos moleculares son altas frente a las fuerzas de atracción entre moléculas permitiendo el movimiento de las moléculas entre sí; esto otorga fluidez y adaptación del material a la forma del recipiente que lo contiene. Poseen un volumen determinado pero no una forma definida.

El petróleo y sus derivados componen prácticamente toda la gama de combustibles líquidos que se utilizan. Éste, en su forma de *crudo*, es una composición de sustancias compuestas por hidrógeno y carbono. Una vez extraído, se somete a procesos de destilación en refinerías donde surgen distintos componentes que se clasifican según su densidad: desde los más pesados, como el fuel-oil; pasando por los de peso medio, como el diésel-oil o el gas-oil; hasta los livianos, como nafta y alcohol.

Este tipo de combustibles no presentan los problemas con la humedad que presentan los sólidos.



### Combustibles gaseosos.

Las fuerzas de resultantes de los movimientos moleculares son muy superiores a las fuerzas de atracción entre moléculas. Esta diferencia tan alta entre ambas fuerzas conlleva que las moléculas de los gases se distancien ocupando todo el espacio disponible por lo que este tipo de materiales carecen de volumen y forma definida. Un aspecto importante es la compresibilidad inherente a los gases que hace necesaria la especificación de una presión y temperatura a la que se mide un determinado volumen.

Uno de los combustible gaseosos más común es el gas natural (cuyo origen está ligado al petróleo en crudo). Entre los derivados se encuentran el gas licuado de petróleo (GLP), el gas residual de refinería, el monóxido de carbono, el acetileno, el hidrógeno...

## 3.2. Poder calorífico.

Como se mencionó anteriormente, el poder calorífico (superior) es una propiedad del combustible independiente de la reacción de combustión del proceso estudiado.

El poder calorífico es la cantidad de calor cedida en la combustión completa por unidad de combustible en las condiciones estándar para reactivos y productos. Dado que los productos suelen contener agua, se diferencian dos magnitudes:

**Poder calorífico superior (PCS):** Calor desprendido en la reacción estándar de combustión completa con  $O_2$ , por unidad de masa de combustible, estando reactivos y productos en condiciones estándar y pasando todo el C a  $CO_2$  (gaseoso), todo el H a  $H_2O$  (líquido), todo el N a  $N_2$  (gaseoso), especificando el estado final del resto (S, Cl, etc.), por ejemplo:  $SO_2$  (g) o  $H_2SO_4$  (líq),  $Cl_2$  (g) o  $ClO_2$ , etc. Es una propiedad de cada combustible, independiente de la reacción de combustión del proceso estudiado. El PCS suele darse con signo positivo:  $PCS = -\Delta H^\circ$  [4].

**Poder calorífico inferior (PCI):** Calor desprendido en la reacción estándar de combustión completa con  $O_2$ , por unidad de masa de combustible, estando reactivos y productos en condiciones estándar y asumiendo que el agua de los productos se encuentra en estado vapor.

La diferencia entre ambas magnitudes es el calor de vaporización del agua a 25 °C, multiplicado por la cantidad de agua involucrada en la reacción de combustión:

$$PCS = PCI + m_{H_2O} \cdot h_{fg}^{25^\circ C}$$

Para obtener más información acerca de los combustibles y su combustión desde una perspectiva industrial véase [5].

### 3.3 Análisis elemental de un combustible.

Según [5], el análisis elemental de un combustible trata de determinar el contenido de elementos simples de un combustible, pero solamente aquellos que se gasificarán y/o supondrán un aporte calorífico en las reacciones de combustión. El análisis se efectúa en base seca y los elementos se expresan en porcentaje másico. Estos elementos son:

- Carbono.
- Hidrógeno.
- Oxígeno.
- Azufre.
- Nitrógeno.
- Cenizas.

## 4. TRANSFERENCIA DE CALOR.

La transferencia de calor (o calor) es la energía en tránsito debido a una diferencia de temperaturas [6]. Existen tres mecanismos de transferencia de calor: conducción, convección y radiación.

### 4.1. Transferencia de calor por conducción.

La conducción es un fenómeno molecular que consiste en la transferencia de energía de las partículas más energéticas a las menos energéticas de una sustancia debido a las interacciones entre las mismas.

Para cuantificar el calor transmitido por conducción por unidad de tiempo puede utilizarse la *ley de Fourier* [6], que dice que el flujo de calor es proporcional al sentido contrario del gradiente de temperatura:

$$\frac{dQ}{dt} = -kA\nabla T$$

Donde el factor de proporción,  $k$ , es la llamada *conductividad térmica* del material, cuyas unidades suelen ser  $\frac{W}{m \cdot K}$ .  $A$  es el área que atraviesa el flujo de calor perpendicularmente.

Para un caso unidimensional, tomando la dirección  $x$ , tendríamos:

$$\dot{q}_x = -kA \frac{dT}{dx}$$

### 4.2. Transferencia de calor por convección.

La transferencia de calor por convección consiste en la transferencia de energía debida al movimiento global de un fluido. El movimiento del fluido se asocia con el hecho de que, en cualquier instante, grandes números de moléculas se mueven de forma colectiva que, en presencia de un gradiente de temperatura, contribuyen a la transferencia de calor.

La transferencia de calor por convección se clasifica de acuerdo con la naturaleza del flujo.

- Hablamos de *convección forzada* cuando el flujo es causado por medios externos, como un ventilador, una bomba o vientos atmosféricos.
- Hablamos de *convección libre* (o *natural*) cuando el flujo es inducido por fuerzas de empuje que surgen a partir de diferencias de densidad ocasionadas por variaciones de temperatura en el fluido.

Estamos especialmente interesados en la transferencia de calor por convección que ocurre entre un fluido en movimiento y una superficie limitante cuando estos tienen diferentes temperaturas de manera que sin importar la naturaleza particular del proceso de transferencia de calor por unidad de tiempo por convección, es posible cuantificar el calor transferido por convección a partir de la ecuación de la *ley de enfriamiento de Newton* [6]:

$$\frac{dQ}{dt} = hA(T_s - T_\infty)$$

Donde  $A$  es el área de transferencia de calor,  $T_s$  es la temperatura de la superficie y  $T_\infty$  es la temperatura del fluido. El factor de proporción,  $h$ , es el denominado *coeficiente de transferencia de calor por convección*, cuyas unidades suelen ser  $\frac{W}{m^2 \cdot K}$ , y que en la mayoría de los casos, el modo de hallarlo supone todos los esfuerzos del estudio de la convección. Dicho coeficiente depende de la geometría de la superficie, la naturaleza del movimiento del fluido y una variedad de propiedades termodinámicas del fluido y de transporte [6].

Para determinar el coeficiente de transferencia de calor por convección, se utilizan correlaciones para el número de Nusselt ( $Nu_L$ ), relacionados entre sí a través de la expresión:

$$Nu_L = \frac{h \cdot L}{k}$$

Donde  $L$  es una longitud característica de la geometría de la superficie y  $k$  es la conductividad térmica del fluido. La correlación para el número de Nusselt depende del tipo de la geometría de la superficie y la naturaleza del movimiento del fluido.

### 4.3. Transferencia de calor por radiación.

La radiación térmica es la energía *emitida* por la materia que se encuentra a una temperatura finita. La radiación se puede atribuir a cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas constitutivos de la materia y la energía del campo de radiación es transportada por ondas electromagnéticas (o alternatively, fotones) de forma que, a diferencia de los mecanismos de transmisión de calor anteriores, la radiación no requiere la presencia de materia en el proceso de transferencia de calor.

La potencia emisiva que emite una superficie no puede superar la que emitiría un radiador ideal denominado *cuerpo negro*, cuyo valor se determina a partir la *ley de Stpehan-Boltzmann* [6]:

$$\dot{E}_{\text{cuerpo negro}} = \sigma T_s^4$$

Donde  $\sigma$  es la denominada *constante de Stephan-Boltzmann* ( $\sigma = 5.67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}$ ), y  $T_s$  es su temperatura.

La potencia *emitida* por una superficie real puede determinarse aplicando un factor denominado *emisividad*,  $\varepsilon$ , que es una propiedad radiativa de la superficie:

$$\dot{E}_{real} = \varepsilon \sigma T_s^4$$

Por otro lado, se conoce como *irradiación*,  $G$ , la velocidad con la que una radiación *incide* en un área unitaria de una superficie. Una parte de esta irradiación, o tal vez toda, puede ser absorbida por la superficie según un factor de proporción [6]:

$$G_{abs} = \alpha G$$

Donde el factor de proporción  $\alpha$  es una propiedad radiativa de la superficie denominada *absortividad*.

Un caso especial que ocurre con frecuencia implica el intercambio de radiación entre una superficie pequeña a  $T_s$  y una superficie isotérmica mucho más grande que rodea por completo a la pequeña. Los *alrededores* podrían ser, por ejemplo, las paredes de un horno cuya temperatura,  $T_{alr}$ , es diferente de la de una superficie rodeada ( $T_{alr} \neq T_s$ ). Según [6], para tal condición, la irradiación se aproxima con la emisión de un cuerpo negro a  $T_{alr}$  (caso en el que  $G = \sigma T_{alr}^4$ ). Si se supone que la superficie es tal que  $\alpha = \varepsilon$  (*superficie gris*), la velocidad *net*a de transferencia de calor por radiación *desde* la superficie, expresada por unidad de área de la superficie, es:

$$q'' = \varepsilon \sigma T_s^4 - \alpha G = \varepsilon \sigma T_s^4 - \alpha \sigma T_{alr}^4 \xrightarrow{\alpha = \varepsilon} \boxed{q'' = \varepsilon \sigma (T_s^4 - T_{alr}^4)}$$

Esta expresión proporciona la diferencia entre la energía térmica que se libera debido a la emisión por radiación y la que se gana debido a la absorción de radiación.

# 5. CALDERAS.

## 5.1. Generación de vapor.

El vapor de agua proporciona un medio de transporte de cantidades controlables de energía desde las calderas automatizadas, donde puede ser eficiente y económico generarlo, hasta el punto de uso.

Las calderas son dispositivos de ingeniería diseñados para generar vapor saturado debido a una transferencia de calor, proveniente de la transformación de la energía química del combustible mediante la combustión, en energía utilizable (calor), y transferirla al fluido de trabajo (agua en estado líquido), el cual la absorbe y cambia de fase (se convierte en vapor).

Cuando el agua se calienta en una caldera, comienza a absorber energía. Dependiendo de la presión en la caldera, el agua se evaporará a una temperatura determinada para formar vapor. El vapor de agua contiene una gran cantidad de energía almacenada que finalmente será transferida al proceso a calentar. El vapor puede ser generado a altas presiones para dar a las altas temperaturas. A mayor presión, mayor es la temperatura y mayor es la energía térmica que está contenida en él, por lo que su potencial energético es mayor.

## 5.2. Clasificación de calderas.

Las calderas pueden ser clasificadas desde aspectos como su diseño, el tipo de la forma de toma de aire, el tipo de combustible que utilizan, la presión con que operan o el fluido portador de calor que emplean.

### 5.2.1. En función de su diseño (fluido de los tubos).

En función al diseño de la caldera, es decir, los fluidos que circulan por interior y exterior de los tubos podemos clasificar las calderas en pirotubulares y acuotubulares:

#### **Calderas pirotubulares.**

Las calderas pirotubulares son aquellas en las que los gases de la combustión circulan por el interior de los tubos y el líquido se encuentra en un recipiente atravesado por dichos tubos

Por su diseño, tiene un gran volumen de agua que les permite adaptarse mejor a las variaciones de la instalación que las calderas acuotubulares.

Podemos encontrar dos tipos de calderas pirotubulares según la disposición del haz tubular: horizontales (Figura 3) y verticales (Figura 4).



Figura 3. Caldera Pirotubular.  
Fuente: [2]



Figura 4. Caldera pirotubular vertical.  
Fuente: <http://www.ar.all.biz/>

**Calderas acuotubulares:**

En ellas el fluido de trabajo se desplaza por el interior de tubos durante su calentamiento y los gases de combustión circulan por el exterior de los mismos.

En este tipo de calderas el agua normalmente está retenida en tubos verticales que se extienden desde la parte inferior de la caldera hasta la parte superior, por donde sale el vapor al colector debido a la formación de burbujas de vapor.

Suelen utilizarse en aplicaciones de mayor presión de trabajo en comparación con las calderas pirotubulares.

La Figura 5 muestra un esquema común de una caldera acuotubular.

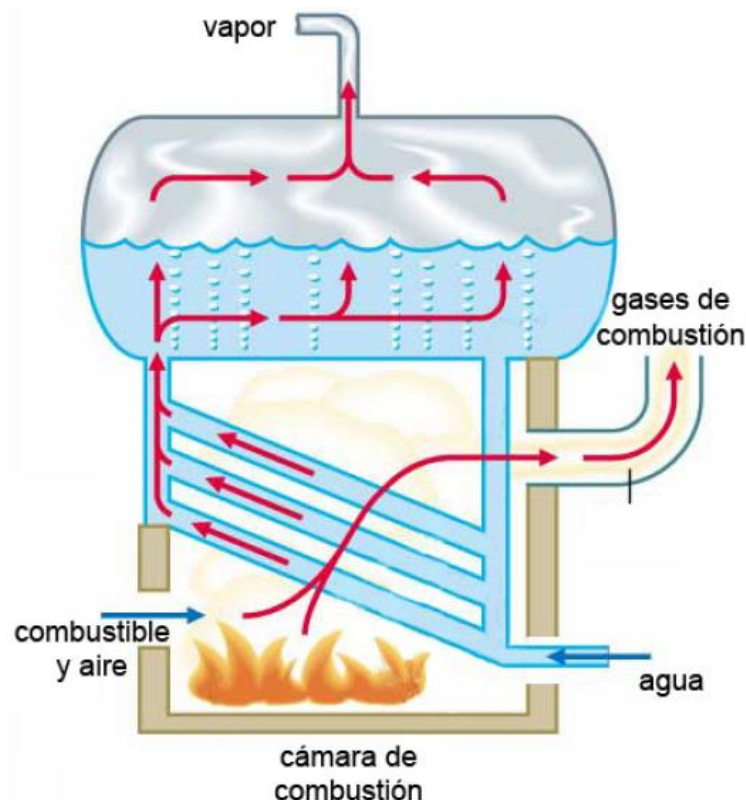


Figura 5. Esquema de caldera acuotubular.

### 5.2.2. En función del fluido caloportador.

En función del tipo de fluido caloportador utilizado, las calderas pueden clasificarse en:

- **Calderas de agua caliente:** Las calderas de agua caliente son aquellas en las que el fluido caloportador es el agua y tienen una temperatura máxima de servicio inferior a 100°C. Este tipo de calderas pueden ser acuotubulares o pirotubulares.
- **Calderas de agua sobrecalentada:** Las calderas de agua sobrecalentada son aquellas en las que el fluido caloportador es el agua y tienen una temperatura máxima de servicio superior a 110°C. Este tipo de calderas pueden ser acuotubulares o pirotubulares.



- **Calderas de fluido térmico:** Las calderas de fluido térmico son aquellas en las que el fluido caloportador es distinto al agua. Este tipo de calderas pueden ser únicamente acuotubulares.
- **Calderas de vapor:** Las calderas de vapor son aquellas en las que el fluido caloportador es vapor de agua. Este tipo de calderas pueden ser acuotubulares o pirotubulares.

### 5.2.3. En función del tipo de combustible.

Los combustibles utilizados por las calderas pueden ser:

- Combustibles sólidos.
- Combustibles líquidos.
- Combustibles gaseosos.

### 5.2.4. En función de su toma de aire.

Según la forma en la que las calderas toman el aire, podemos clasificarlas en:

- Calderas de circuito abierto y tiro natural.
- Calderas de circuito abierto y tiro forzado.
- Calderas estancas.

Podemos apreciar las diferentes configuraciones en la Figura 6.

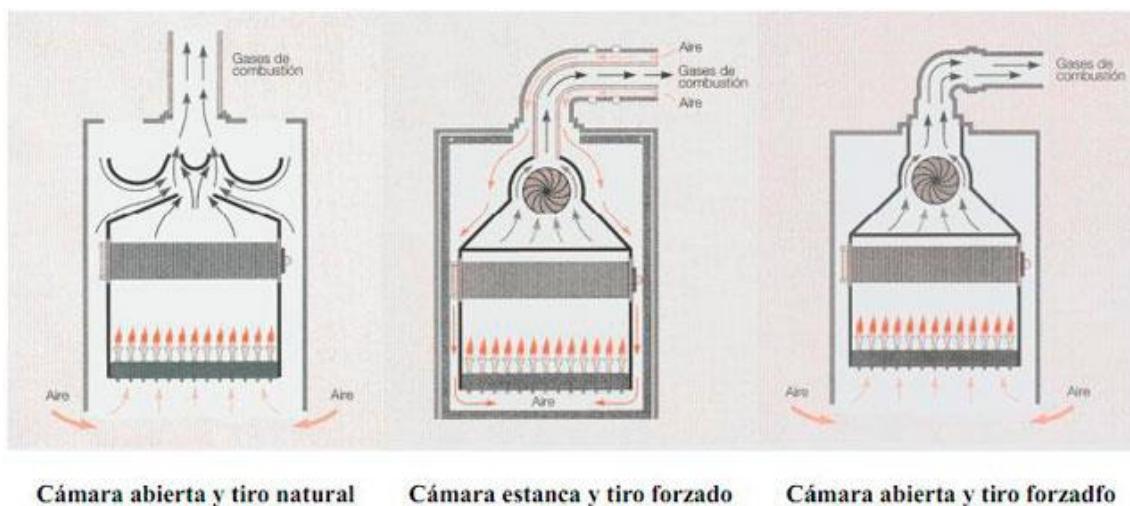


Figura 6. Tipos de caldera en función de su toma de aire.

Fuente: [http://www.dirind.com/dim/monografia.php?cla\\_id=75](http://www.dirind.com/dim/monografia.php?cla_id=75)

### 5.2.5. En función de la presión de trabajo.

Atendiendo a la presión de trabajo, podemos clasificar las calderas en:

- Calderas atmosféricas
- Calderas de depresión

- Calderas de sobrepresión

**Calderas de depresión:** Funcionan por la depresión que se crea en la chimenea o por un ventilador que aspira. Se evita la salida de humos al local.

**Calderas de sobrepresión:** En ellas los gases circulan empujados por un ventilador.

**Caldera:** Es un equipo que se utiliza para generar vapor a partir de una fuente de calor.

### 5.3. Componentes fundamentales de una caldera.

La estructura real de una caldera dependerá mucho del tipo que sea. No obstante, de forma general, podemos describir las siguientes partes:

- **Quemador:** Es el componente encargado de quemar el combustible.
- **Hogar:** Contiene al quemador y en su interior se realiza la combustión y, por lo tanto, la generación de gases calientes y el inicio de la transmisión de calor por radiación.
- **Tubos de intercambio de calor:** Sus paredes conducen el flujo de calor desde los gases caliente hacia el fluido caloportador (generalmente agua). El fluido interno y externo en los tubos depende del tipo de caldera: pirotubular (gases en el interior) o acuotubular (gases en el exterior).
- **Carcasa:** Envuelve al hogar, al sistema de tubos de intercambio de calor y al fluido externo a los tubos. En ella van montadas las tubuladuras de control y supervisión: controles de nivel, indicadores ópticos de nivel, orificios de inspección del lado de agua, etc.
- **Precalentadores:** Intercambiadores de calor que precalientan el aire utilizado en la combustión y/o el agua que entra al calderín con gases aún calientes antes de que entre en la caldera, aumentando su temperatura y haciendo posible un menor uso de energía para producir vapor posteriormente. Esto se traduce en un aumento del rendimiento de la caldera.
- **Recalentador:** Intercambiador de calor que sobrecalienta el vapor de salida del calderín a una temperatura concreta.
- **Chimenea:** Canal de escape de los humos después de haber cedido calor al fluido.
- **Separador líquido-vapor:** Separa las gotas de agua líquida en suspensión en la corriente de vapor.

Para profundizar en información relacionada con calderas, tipos y partes que las componen consultar [2].

## **6. INTERCAMBIADORES DE CALOR.**

Un intercambiador de calor es un dispositivo que se utiliza para transmitir calor entre dos corrientes de fluido. En un intercambiador, el fluido caliente cederá calor a un segundo fluido, el frío.

### **6.1. Clasificación de intercambiadores de calor.**

Las formas más comunes de clasificar los intercambiadores son atendiendo a su tipo de construcción y/o al movimiento relativo de los dos flujos [6].

#### **6.1.1. En función de la construcción.**

Las construcciones más utilizadas en intercambiadores son:

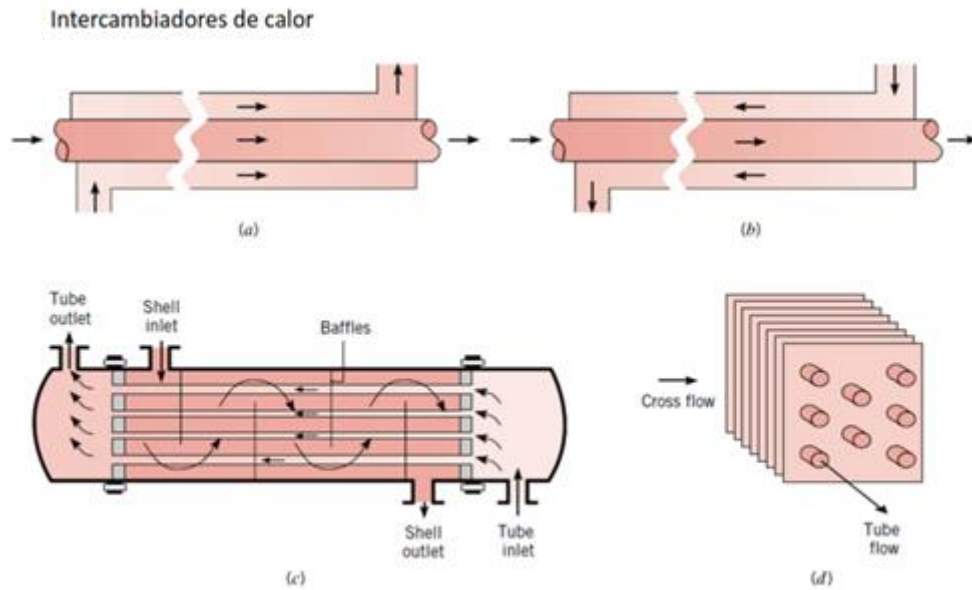
- Doble tubo (tubos concéntricos).
- Carcasa y tubo.
- Placas.

#### **6.1.2. En función al movimiento relativo de los fluidos.**

Respecto al arreglo de los flujos, encontramos:

- Flujos paralelos.
- Flujos a contracorriente.
- Flujos cruzados.

En la Figura 7 podemos observar algunas configuraciones de intercambiadores de calor



Tipos de intercambiadores. (a)Tubos concéntricos en flujo paralelo, (b)Tubos concéntricos en contraflujo, (c) Tubos y coraza en contraflujo, (d) Con aletas y flujo cruzado.

Figura 7. Ejemplos de intercambiadores de calor.

## 6.2. Balance térmico en intercambiadores.

De acuerdo con [7] el balance térmico en un intercambiador de calor consiste en la igualdad del calor cedido por el flujo caliente y el calor absorbido por el flujo frío. Por tanto, el fluido caliente irá disminuyendo su temperatura a lo largo del intercambiador, mientras que el fluido frío irá aumentándola tal como se muestra, de manera ilustrativa, la gráfica de la Figura 8.

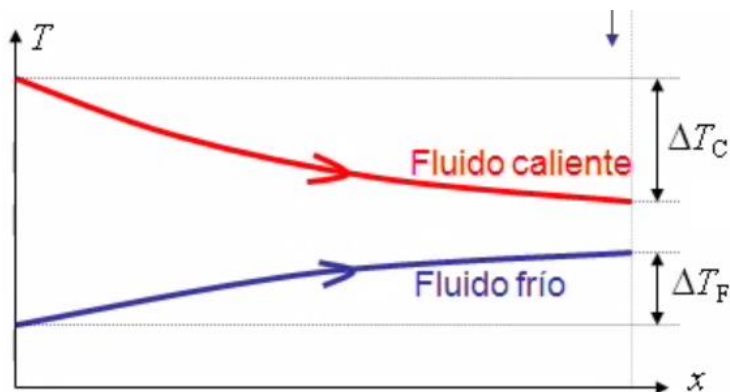


Figura 8. Distribución de temperaturas en un intercambiador de calor

La potencia térmica cedida por el fluido caliente,  $\dot{Q}_{ced}$ , será:

$$\dot{Q}_{ced} = (\dot{m} \cdot c_p)_C (T_{EC} - T_{SC}) = (\dot{m} \cdot c_p)_C \Delta T_C$$

Donde  $(\dot{m} \cdot c_p)_C$  es el producto del caudal másico por el calor específico del fluido caliente (este producto es la llamada capacidad calorífica),  $T_{EC}$  es la temperatura de entrada del fluido caliente y  $T_{SC}$  su temperatura de salida.

La potencia térmica absorbida por el fluido frío,  $\dot{Q}_{abs}$ , será:

$$\dot{Q}_{abs} = (\dot{m} \cdot c_p)_F (T_{SF} - T_{EF}) = (\dot{m} \cdot c_p)_F \Delta T_F$$

Donde  $(\dot{m} \cdot c_p)_F$  es el producto del caudal másico por el calor específico del fluido frío,  $T_{SF}$  es la temperatura de salida del fluido frío y  $T_{EF}$  su temperatura de entrada.

Igualando ambas expresiones:

$$(\dot{m} \cdot c_p)_C (T_{EC} - T_{SC}) = (\dot{m} \cdot c_p)_F (T_{SF} - T_{EF})$$

Podemos llegar a la igualdad:

$$\frac{(\dot{m} \cdot c_p)_C}{(\dot{m} \cdot c_p)_F} = \frac{(T_{SF} - T_{EF})}{(T_{EC} - T_{SC})}$$

Una conclusión importante del balance térmico es que el fluido cuya inercia térmica (producto  $\dot{m} \cdot c_p$ ) sea mayor, será el que experimente el mayor salto de temperatura.

## 6.3. Ecuación de transmisión de calor.

En un intercambiador de calor se puede considerar transmisión de calor combinada por conducción-convección unidimensional [7]. En base a ello podemos simplificar el cálculo de la potencia térmica transmitida en el intercambiador usando la expresión:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta \bar{T} = U \cdot A \cdot (\overline{T_C} - \overline{T_F})$$

Donde  $U$  es el denominado *coeficiente global de transmisión de calor*,  $A$  es el área de intercambio de calor y  $\Delta \bar{T}$  es la diferencia de temperatura media entre el fluido caliente y el fluido frío.

Por tanto el calor intercambiado entre los dos fluidos se determina por la aplicación simultánea de las tres siguientes ecuaciones:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta \bar{T} = (\dot{m} \cdot c_p)_C (T_{EC} - T_{SC}) = (\dot{m} \cdot c_p)_F (T_{SF} - T_{EF})$$

### 6.3.1. Coeficiente global de transmisión de calor.

El producto del coeficiente global de transmisión de calor,  $U$ , por el área de intercambio de calor del intercambiador,  $A$ , representa el valor inverso de la resistencia térmica total existente en el proceso de transmisión de calor en el intercambiador y que, de acuerdo con [7], para intercambiadores tubulares sin aletas puede expresarse como:

$$UA = \frac{1}{R_{conv_{int}} + R_{si} + R_{cond} + R_{se} + R_{conv_{ext}}}$$

Donde  $R_{conv_{int}}$  es la resistencia térmica por convección en la superficie interior,  $R_{cond}$  es la resistencia por conducción en las paredes que separan los fluidos,  $R_{conv_{ext}}$  es la resistencia térmica por convección en la superficie exterior,  $R_{si}$  y  $R_{se}$  son las resistencias de ensuciamiento interior y exterior respectivamente (dependientes del tipo de fluido en ambas partes).

Para el caso de una geometría tubular sin aletas de área interior  $A_i$ , con radio interior  $r_i$ ; área exterior  $A_e$ , con radio exterior  $r_e$ ; y longitud  $L$ , tendríamos:

$$UA = \frac{1}{\frac{1}{h_i A_i} + R_{si} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_i}\right)}{2\pi k L} + R_{se} + \frac{1}{h_e A_e}}$$

Donde  $h_i$  y  $h_e$  son los coeficientes de convección en las superficies interior y exterior respectivamente, y  $k$  es la conductividad térmica de las paredes del tubo que separa los fluidos.

### 6.3.2. Diferencia de temperaturas promedio.

La diferencia de temperaturas promedios depende de la orientación de los fluidos en el intercambiador y se obtiene como la media integral de temperaturas a lo largo del intercambiador.

$$\Delta \bar{T} = \frac{\int_0^L (T_c(x) - T_F(x)) dx}{L}$$

La Figura 9 muestra la distribución de diferencia de temperaturas y su valor medio.

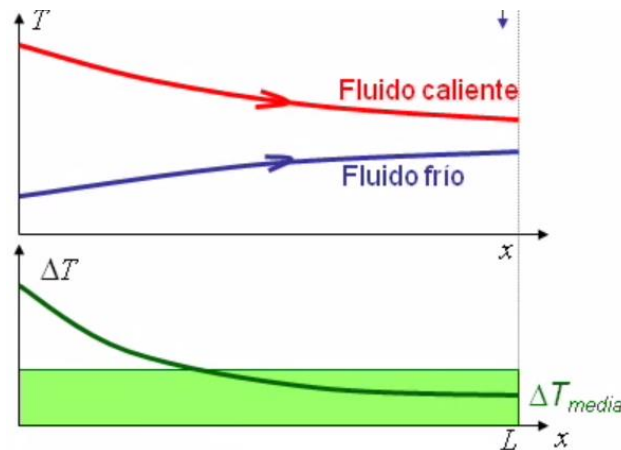


Figura 9. Distribución de temperaturas de los fluidos y su diferencia de temperaturas promedio en intercambiador de calor.

## 6.4. Análisis de intercambiadores por método NTU.

El método NTU permite obtener las temperaturas de los fluidos de trabajo, conociendo el coeficiente global de transferencia de calor y el área de intercambio de calor, a

través de la relación de la eficiencia del intercambiador con dos parámetros adimensionales (número de unidades de transmisión (NTU) y relación de capacidades caloríficas de los fluidos)

Antes de explicar que es la eficiencia de un intercambiador conviene explicar el concepto de potencia máxima intercambiada en el mismo, explicadas en [7].

**Potencia máxima intercambiada,  $\dot{Q}_{max}$ :** Se trata de la potencia intercambiada en un intercambiador a contracorriente (el más eficiente como veremos más adelante) si éste fuera infinitamente bueno ( $U$  infinito) o infinitamente grande ( $A$  infinita). Para este caso, la temperatura de salida del fluido de menor inercia térmica,  $C_{min} = (\dot{m} \cdot c_p)_{min}$ , será igual a la temperatura de entrada del otro fluido.

$$\dot{Q}_{max} = (\dot{m} \cdot c_p)_{min} (T_{EC} - T_{EF})$$

La Figura 10 muestra la distribución de temperaturas de ambos fluidos en un intercambiador de longitud infinita. En el ejemplo de dicha figura, el fluido de menor inercia térmica sería el caliente.

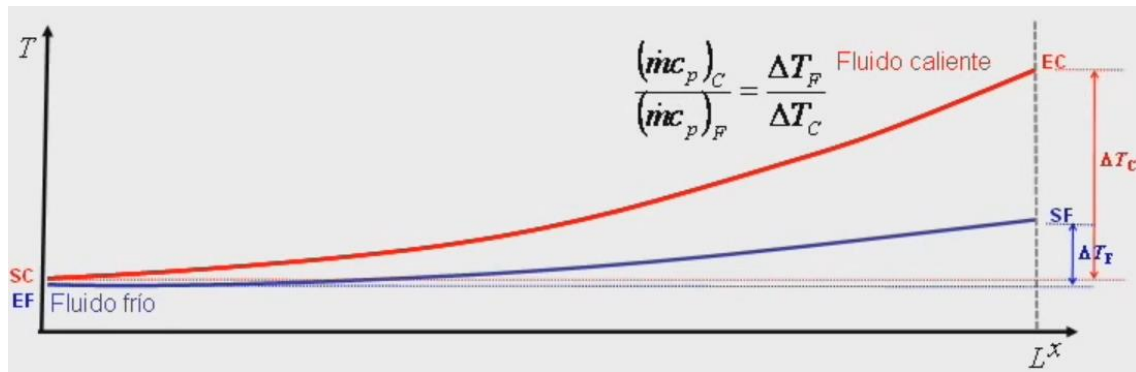


Figura 10. Distribución de temperaturas en un intercambiador de longitud infinita.

En base a esta potencia máxima intercambiada podemos hallar la **eficiencia del intercambiador** si expresamos la potencia real como la intercambiada por el fluido de menor inercia térmica:

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{max}} = \frac{(\dot{m} \cdot c_p)_{min} |T_E - T_S|_{max}}{(\dot{m} \cdot c_p)_{min} (T_{EC} - T_{SF})} = \frac{|T_E - T_S|_{max}}{(T_{EC} - T_{EF})}$$

Donde  $|T_E - T_S|_{max}$  es la diferencia de temperaturas del fluido de menor inercia térmica (mayor salto de temperaturas en el intercambiador). Recordemos que  $T_{EC}$  es la temperatura de entrada del fluido caliente y  $T_{EF}$  la temperatura de entrada del fluido frío.

Como podemos observar, conocer la eficiencia del intercambiador nos permite conocer la potencia intercambiada o la temperatura de salida de un fluido.

Existen gráficas y/o expresiones matemáticas que la relacionan la eficiencia con dos números adimensionales:

- **Número de Unidades de Transmisión (NTU):** Representa la cantidad de potencia que debe intercambiarse para elevar la temperatura del fluido de menor capacidad calorífica en una unidad.

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}}$$

- **Relación de capacidades caloríficas de los fluidos ( $C_r$ ):** Parámetro menor o igual a la unidad definido como:

$$C_r = \frac{C_{min}}{C_{max}}$$

La Figura 11 muestra las relaciones existentes entre ambos parámetros y la eficiencia para diferentes configuraciones de un intercambiador de calor.

Arreglo de flujo	Relación
<b>Tubos concéntricos</b>	
Flujo paralelo	$NUT = - \frac{\ln [1 - \varepsilon(1 + C_r)]}{1 + C_r}$
Contraflujo	$NUT = \frac{1}{C_r - 1} \ln \left( \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon C_r - 1} \right) \quad (C_r < 1)$
	$NUT = \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (C_r = 1)$
<b>Coraza y tubos</b>	
Un paso de coraza (2, 4, ... pasos de tubo)	$NUT = -(1 + C_r^2)^{-1/2} \ln \left( \frac{E - 1}{E + 1} \right)$
	$E = \frac{2/\varepsilon_1 - (1 + C_r)}{(1 + C_r^2)^{1/2}}$
n Pasos de coraza (2n, 4n, ... pasos de tubo)	Use las ecuaciones 11.31b y 11.31c con
	$\varepsilon_1 = \frac{F - 1}{F - C_r}, \quad F = \left( \frac{\varepsilon C_r - 1}{\varepsilon - 1} \right)^{1/n}$
<b>Flujo cruzado (un solo paso)</b>	
$C_{m\acute{a}x}$ (mezclado), $C_{m\acute{i}n}$ (sin mezclar)	$NUT = -\ln \left[ 1 + \left( \frac{1}{C_r} \right) \ln (1 - \varepsilon C_r) \right]$
$C_{m\acute{i}n}$ (mezclado), $C_{m\acute{a}x}$ (sin mezclar)	$NUT = -\left( \frac{1}{C_r} \right) \ln [C_r \ln (1 - \varepsilon) + 1]$
<b>Todos los intercambiadores (<math>C_r = 0</math>)</b>	$NUT = -\ln (1 - \varepsilon)$

Figura 11. Relaciones de NTU (NUT) con la eficiencia en un intercambiador de calor.

Fuente: [6].



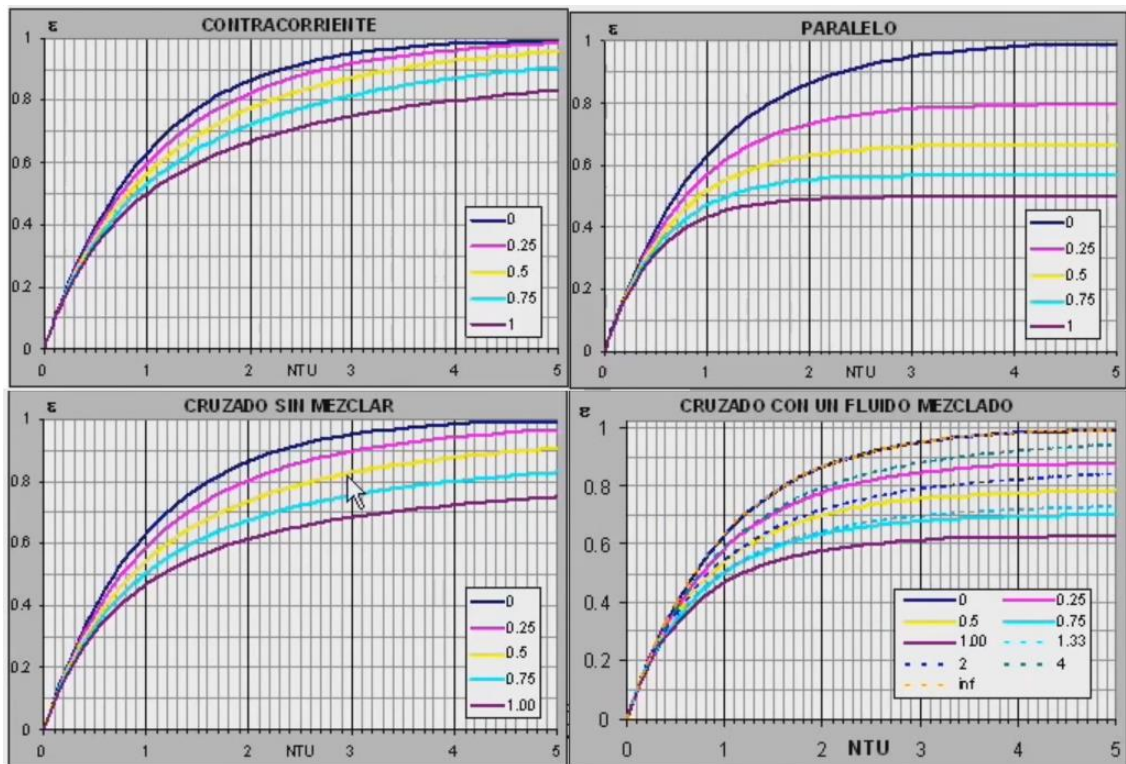


Figura 12. Gráficas de valor de NTU para diferentes tipos de intercambiadores.

Fuente: Departamento de Ingeniería Térmica de la Universidad Politécnica de Valencia.

Observando la Figura 12 podemos asegurar que para el mismo valor de UA se cumple que:

$$\varepsilon_{\text{contracorriente}} > \varepsilon_{\text{flujo cruzado}} > \varepsilon_{\text{varios pasos}} > \varepsilon_{\text{equicorriente}}$$

Por tanto, como ya se dijo antes, la disposición en contracorriente ofrece la mayor eficiencia para el mismo valor del producto UA.

# 7. MODELO DE CALDERA DE VAPOR.

## 7.1. Consideraciones previas.

En el desarrollo del modelo se ha procurado seguir una estructura modular, en la que se diferencien los distintos elementos, para arrojar mayor claridad al funcionamiento de cada uno por separado.

Los elementos que componen el modelo de la caldera se corresponden con elementos que por sí solos no se corresponden con partes convencionales de una caldera, sino que pueden tratarse de sistemas térmicos independientes pero que, en su conjunto, ofrecen el comportamiento de una caldera de vapor. Los elementos que encontraremos en este modelo son:

- **Modelo de un horno con combustión**, en el que se desarrolla un proceso de combustión, estudiando los parámetros que en él intervienen y sus implicaciones químicas y termodinámicas a partir de un balance de materia y un balance energético.
- **Modelo de un intercambiador de calor**, donde se ha pretendido mostrar el funcionamiento de un intercambiador de calor a partir del método NTU y del estudio de los parámetros que en él intervienen, modelando con ello un proceso de transmisión de calor por convección.
- **Modelo de un calderín**, en el que se busca entender el proceso de producción de vapor y las variables que en él intervienen.

Los tres elementos mencionados se corresponden con procesos y dispositivos ampliamente utilizados en la industria.

Desde el punto de vista global, el comportamiento del sistema será el de una caldera pirotubular que utilizará madera como combustible.

## Por otro lado, en cuanto a la procurado seguir una codificación

(explicada en Apéndice A)) que permita identificar las variables y parámetros más importantes. No obstante, en las ecuaciones y explicaciones teóricas que se dan en este documento

para cada elemento del modelo, y que rigen el funcionamiento de cada uno, puede verse modificada con el fin de mostrarlas con mayor claridad.

El modelo ha sido desarrollado sobre *Simulink*, herramienta incluida en el software *Matlab* (*Matlab R2013b* ha sido la versión con la que se ha trabajado) y el archivo que lo contiene es *CALDERA.slx*

## 7.2. Modelo de horno.

El horno es el elemento que engloba el lugar donde se produce la combustión y el punto de partida de emisión de los gases e intercambios de energía. En su modelo incluiremos dos balances:

- Balance de materia, en el que se estudiará la estequiometría de la reacción de combustión, se ajustarán las unidades en las que expresamos las cantidades de las sustancias que intervienen en la reacción y se darán algunas de las propiedades de los humos.
- Balance de energía, en el que se estudiarán las energías que intervienen en el proceso: energía de reacción, junto a entalpías de entrada y salida de reactivos y productos respectivamente; así como el calor transferido por radiación.

### 7.2.1. Balance de materia en el horno.

#### 7.2.1.1 Introducción.

Este módulo se encarga de, en base a una composición de sustancias por kilogramo de combustible establecidas, obtener todos los caudales generados de los humos, sus características, así como la potencia instantánea disponible procedente de la reacción. Tanto los reactivos como los productos se encontrarán a presión atmosférica en todo momento.

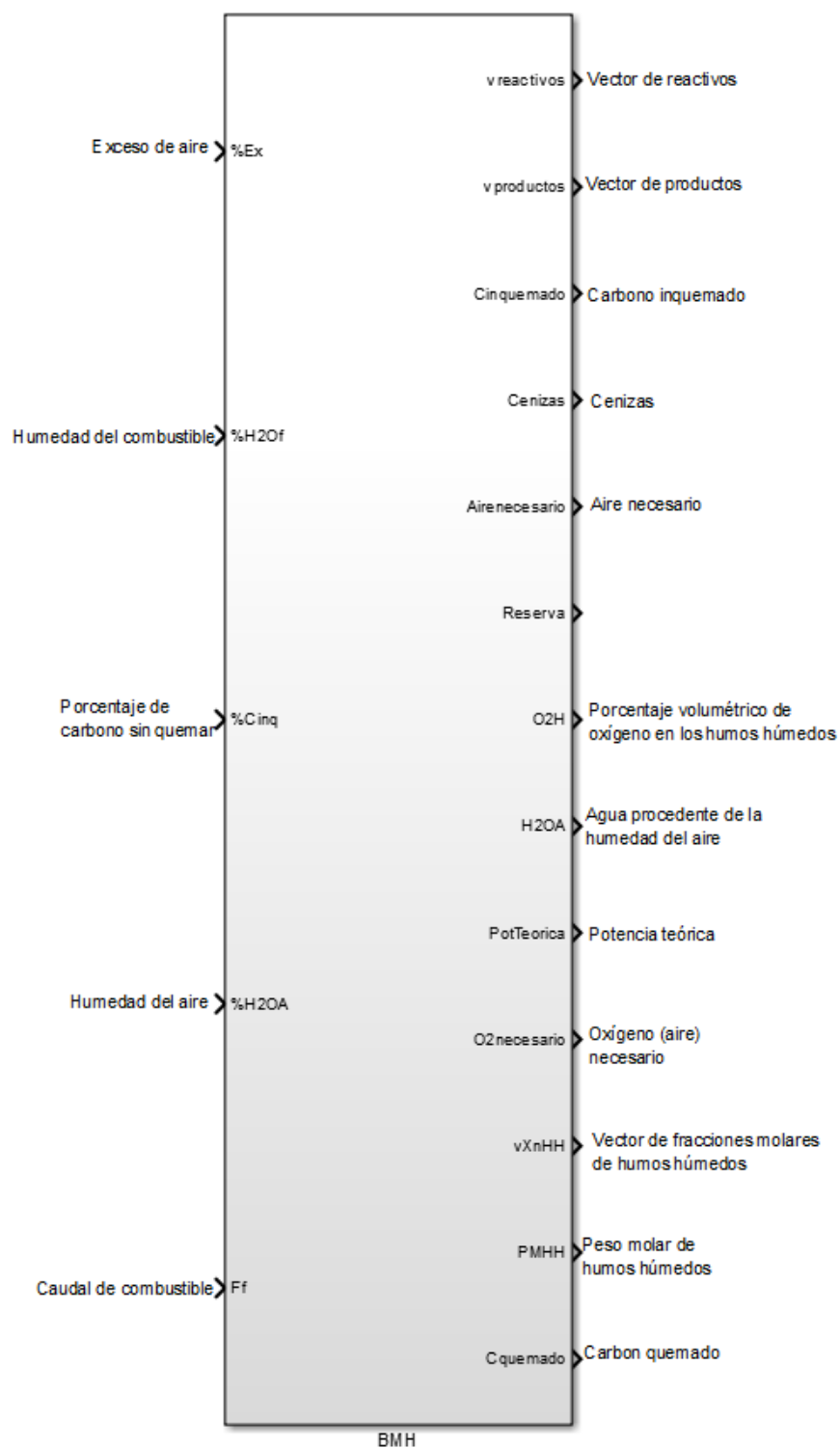


Figura 13. Módulo balance de masas en horno.

La Figura 13 nos muestra este módulo como *caja negra* con entradas y salidas.

#### Entradas del módulo:

- **Exceso de aire (%Ex):** Factor que cuantifica el exceso de aire en relación a la cantidad de aire estequiométrica. Es un valor adimensional entre -40 y 100 (0 representa la cantidad estequiométrica).

- **Humedad del combustible (H2Of):** Cantidad de agua que trae consigo el combustible, expresada como porcentaje másico respecto al combustible seco.
- **Carbono sin quemar (Cinquemado):** Porcentaje de masa de carbono que no reaccionará respecto a un kilogramo de combustible.
- **Humedad del aire (H2OA):** Cantidad de agua que trae consigo el aire, expresada como porcentaje másico respecto al aire seco.
- **Caudal de combustible (Ff):** Caudal másico de combustible seco en kg/h.

### Salidas del módulo:

Las salidas de este módulo relacionadas con cantidades de materia, representan caudales instantáneos de sustancias (cantidad de materia por cada hora). Las salidas relacionadas con magnitudes energéticas, representan las potencias instantáneas (KJ/h).

- **Vector de reactivos (vreactivos):** Vector que incluye los caudales molares de los reactivos en kilomoles/hora. Sus elementos son  $[FnC, FnS, FnH_2, FnN_2, FnO_2, FO_2Real, FN_2Real, FH_2Of, FH_2OA]$ , donde los componentes del tipo  $F_nX$ , representan los kilomoles por hora de las sustancias que componen el combustible,  $FO_2Real$  y  $FN_2Real$  son los caudales de  $O_2$  y  $N_2$  procedentes del caudal de aire real (no estequiométrico) presente en la reacción, en  $\frac{\text{kilomoles}}{\text{hora}}$ , y  $FH_2Of$  y  $FH_2OA$  representan los caudales de agua contenidos en el combustible y en el aire respectivamente. (Nota:  $nC$  denota los kilomes/hora de carbono que realmente reaccionan. La cantidad de carbono que no reacciona, no se incluye en el vector de reactivos)
- **Vector de productos (vproductos):** Vector que incluye los caudales molares de los productos de la reacción en  $\frac{\text{kilomoles}}{\text{hora}}$ . Sus elementos, son  $[FCO, FSO_2, FH_2OHf, FO_2, FN_2, FCO_2, FH_2Of, FH_2OA]$ , donde  $FH_2OHf$  representa el agua producida por la reacción del hidrógeno contenido en el combustible y  $FH_2Of$  y  $FH_2OA$  representan los kilomoles/hora de agua procedentes de la humedad del combustible y del aire respectivamente (sus valores son los mismos que en los presentes en el vector de reactivos ya que dichas aguas no reaccionan).
- **Carbono inquemado (Cinquemado):** Kilomoles por hora de carbono que no han reaccionado con el oxígeno.
- **Aire necesario:** Kilogramos de aire seco por hora que se han utilizado para producir la combustión.
- **CO:** Kilomoles de CO por hora producidos en la combustión. Aunque ya se dio en el vector de productos, reflejamos su valor a parte ya que se

trata de un valor importante que refleja la calidad de la combustión (mayor cantidad de CO, peor combustión).

- **Oxígeno en los humos (O<sub>2</sub>H):** Porcentaje volumétrico de oxígeno en los humos (oxígeno de los productos, no confundir con oxígeno del aire).
- **Agua procedente de la humedad del aire (H<sub>2</sub>OA):** Kilomoles de agua en los productos procedente de la humedad del aire por hora.
- **Potencia de reacción teórica (P<sub>teórica</sub>):** Producto del PCI y el caudal de combustible introducido. Nos proporciona información sobre la potencia instantánea disponible (teórica) a causa de la reacción de combustión.
- **O<sub>2</sub> necesario:** Kilomoles de oxígeno en el aire real utilizado en la combustión por hora.
- **Vector de fracciones molares de humos húmedos (vX<sub>nHH</sub>):** Vector que contiene las fracciones molares de los productos (incluyendo toda el agua): concentración molar moles del producto respecto de los moles totales de productos. Sus elementos son: [X<sub>n</sub>CO, X<sub>n</sub>SO<sub>2</sub>, X<sub>n</sub>H<sub>2</sub>OH<sub>f</sub>, X<sub>n</sub>O<sub>2</sub>, X<sub>n</sub>N<sub>2</sub>, X<sub>n</sub>CO<sub>2</sub>, X<sub>n</sub>H<sub>2</sub>O<sub>f</sub>, X<sub>n</sub>H<sub>2</sub>OA]. Donde X<sub>n</sub> denota fracción molar
- **Peso molecular de humos húmedos (PM<sub>HH</sub>):** Peso molecular de los humos incluyendo toda el agua contenida en los productos (humos húmedos).
- **Carbono quemado:** Kilomoles de carbono que reaccionan en la combustión por hora.

### 7.2.1.2 Módulo implementado.

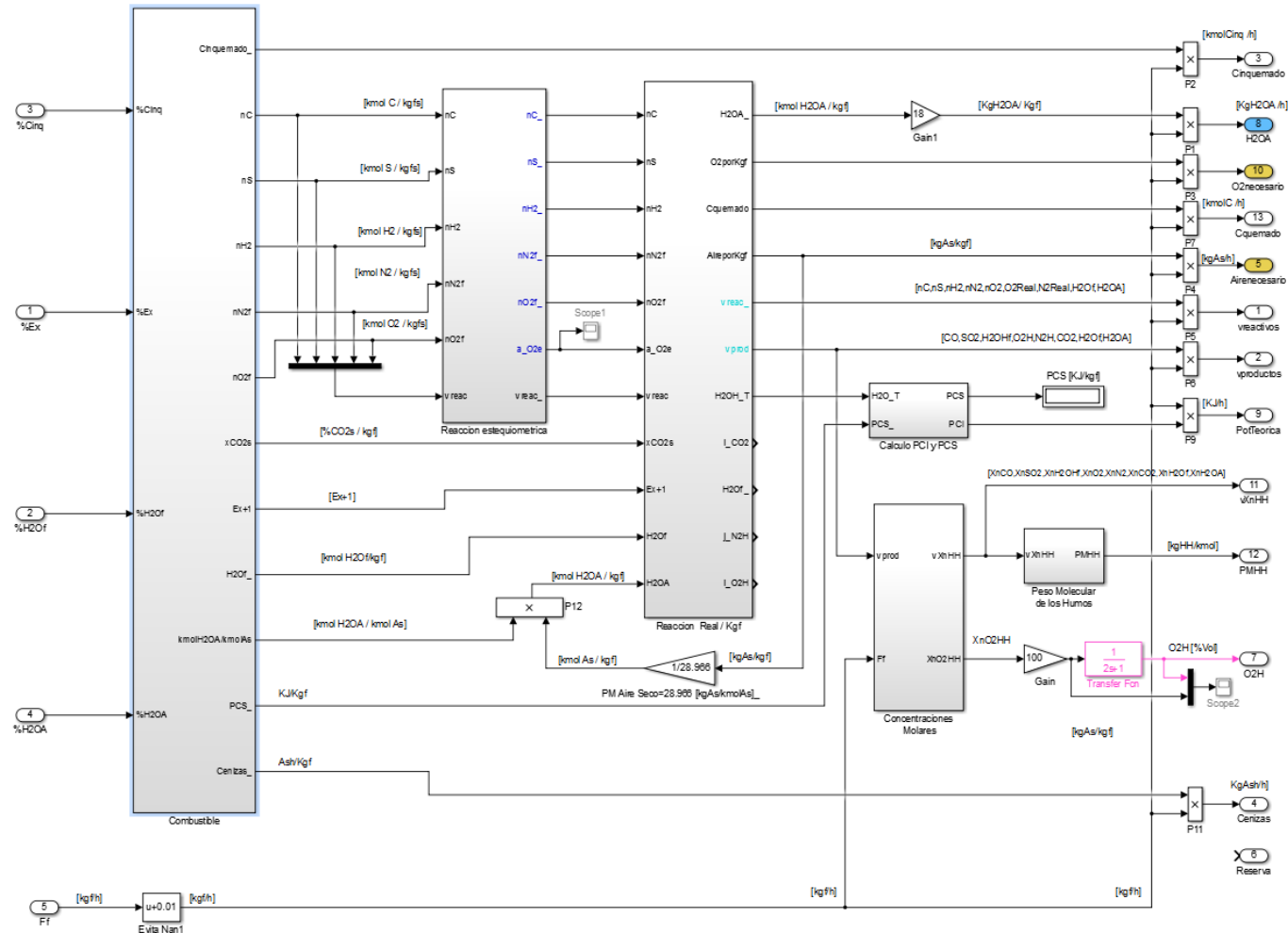


Figura 14. Vista general del módulo balance de materia horno

Como podemos ver en la Figura 14, el módulo se compone de las siguientes partes:

- Módulo de configuración de combustible y aire.
- Módulo de reacción estequiométrica.
- Módulo de reacción real.
- Módulo de cálculo del PCI.
- Módulo de cálculo de los parámetros de los humos.

#### **7.2.1.2.1 Módulo de configuración de combustible y aire:**

Este módulo se encarga de suministrar a los módulos de reacción estequiométrica y real las magnitudes de cantidad de materia aptas para realizar los balances estequiométricos (kilomoles/kilogramo combustible), partiendo de parámetros de entrada y del análisis elemental del combustible.

En la Figura 15 muestra la implementación en Simulink de este módulo.



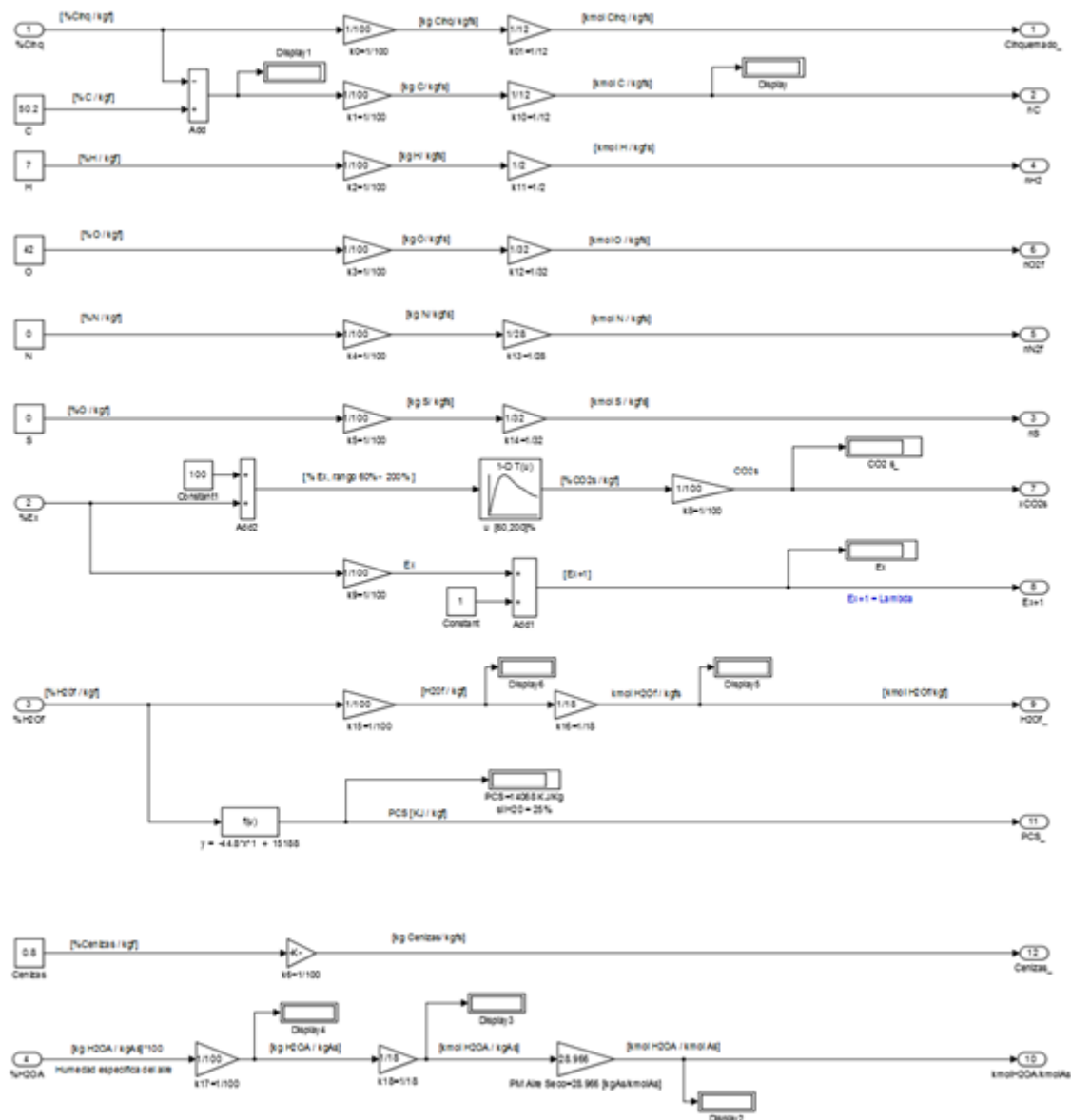


Figura 15. Módulo de configuración de combustible y aire.

### Composición del combustible.

Para determinar la composición del combustible, utilizaremos los porcentajes obtenidos de su *análisis elemental* e incluiremos una humedad determinada. Es necesario comentar que, en nuestro modelo, el porcentaje de humedad se da en referencia al combustible seco, por tanto la masa total que aporta el combustible es la suma del 100% del combustible seco más un porcentaje de agua en adición. Véase la Figura 16 como aclaración.

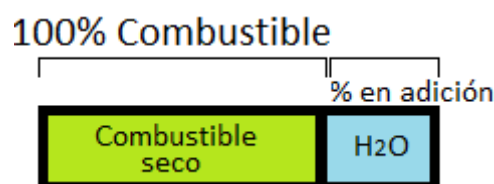


Figura 16. Diagrama de representación de composición de combustible.

La composición de la leña establecida en nuestro modelo se muestra en la Tabla 1.

C	O	H	S	N	Cenizas	Humedad
50.2%	42%	7%	0%	0%	0.8%	Variable entrada

Tabla 1. Composición del combustible (leña) utilizada en el modelo.

Estos valores han sido obtenidos de [8], [9].

Además, como en una combustión industrial hay inquemados de carbono, hemos descompuesto el carbono del combustible en carbono quemado (C) y carbono inquemado (Cinq).

#### Obtención del PCS del combustible.

El PCS del combustible (leña) se obtuvo a partir de la gráfica de la Figura 17, que muestra su dependencia con la humedad de la leña y que se implementó en nuestro modelo.

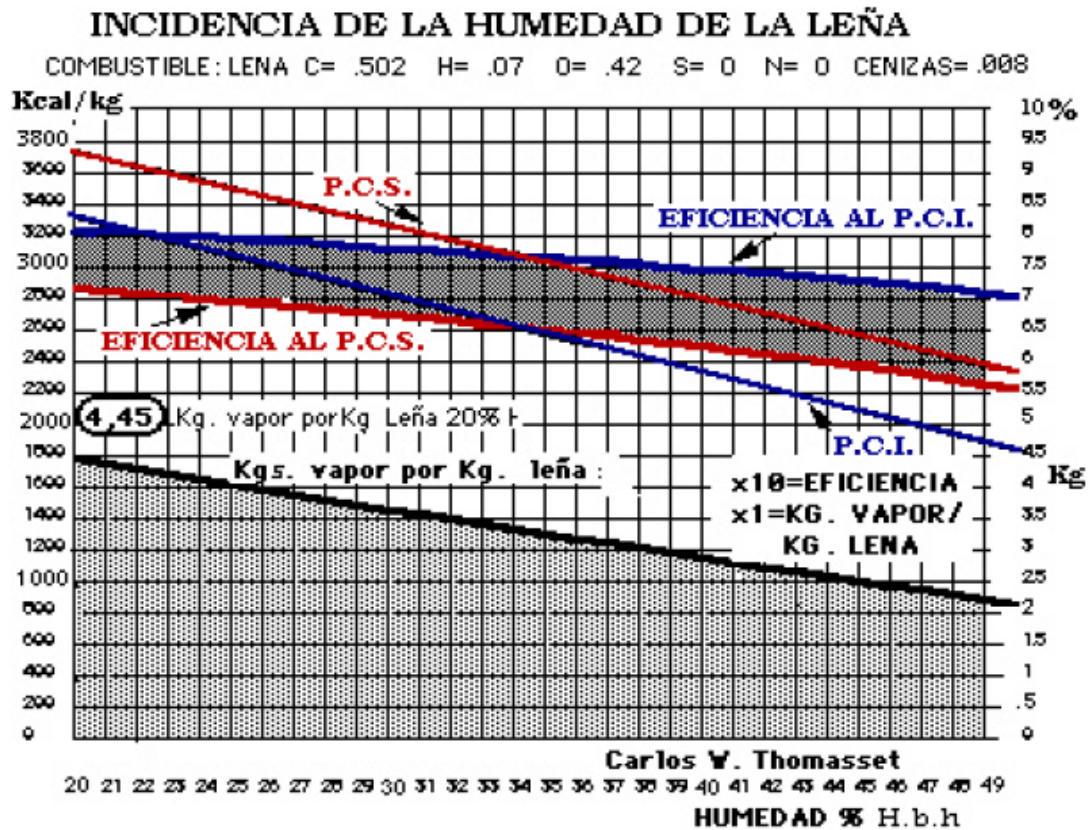


Figura 17. Gráfica PCS frente a humedad de la leña.

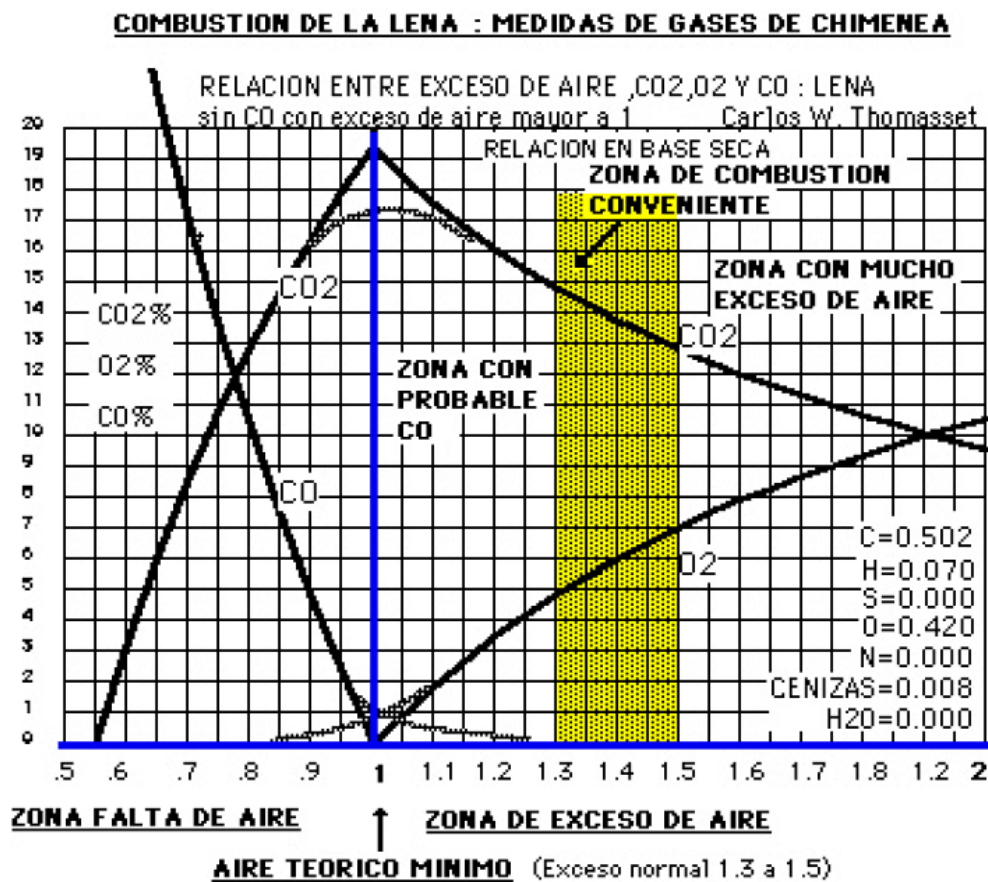
Fuente: [8].

#### Configuración de aire:

Los parámetros de entrada relacionados con el aire son:

- Exceso de aire,  $Ex$ .
- Humedad del aire,  $H_2OA$ .

El exceso de aire es un factor que cuantifica cuanto aire hay por encima de la cantidad estequiométrica (cantidad justa para realizar combustión completa), cuyo valor en nuestro modelo está entre -40 y 100. Su papel es fundamental en la composición que tendrán los productos (especialmente en la generación de CO en lugar de CO<sub>2</sub>, así como en la cantidad de O<sub>2</sub> presente en los humos). Para estudiar esta influencia, trabajamos sobre la gráfica composición de humos (en porcentaje) frente a exceso de aire mostrada en la Figura 18.



Carlos W. Thomasset

Figura 18. Gráfica Composición de humos secos frente a Exceso de aire.  
Fuente: [8].

La curva del CO<sub>2</sub> de esta gráfica es la implementada en el módulo para obtener la fracción de CO<sub>2</sub> en los productos. Dicha curva se implementó a través del bloque *1-D Lookup Tables* de Simulink, introduciendo en ella puntos de dicha curva, tal como muestra la Figura 19.

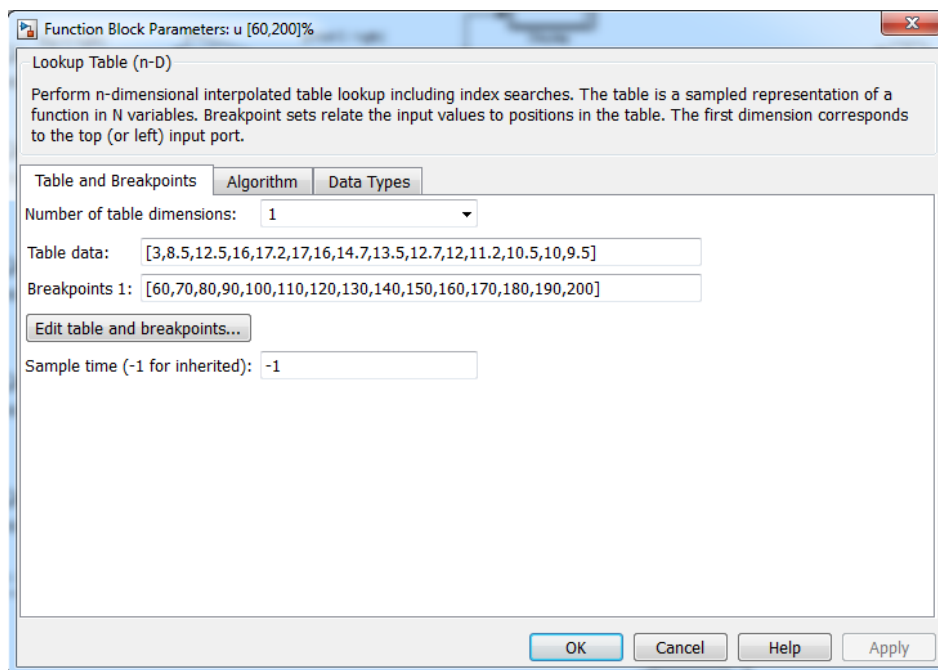


Figura 19. 1-D Lookup Table para curva de proporción de CO<sub>2</sub> frente a exceso de aire.

De manera que ante determinado valor de exceso de aire entrega la proporción de CO<sub>2</sub> correspondiente en la curva.

**Nota:** Obsérvese que la escala utilizada para el exceso de aire en la gráfica es diferente la escala utilizada en el modelo. De hecho, la entrada *Ex*, del módulo es un valor comprendido entre -40 y 100, al que se realiza un cambio de escala para comprender dicho valor entre 60 y 200 e introducirlo en el bloque *1-D Lookup Tables*. Estos valores reflejan porcentajes, de forma que un 100% corresponde a la cantidad estequiométrica de oxígeno y, en consecuencia, valores por debajo 100% suponen falta de aire y por encima del 100% suponen exceso de aire.

Por otro lado, la humedad del aire se expresa en un porcentaje másico respecto a la masa total de aire seco (al igual que en el combustible). Como dato orientativo, de cara a la simulación, la Asociación Americana de Fabricantes de Calderas considera un contenido de humedad en el aire igual a  $0.013 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb Aire seco}} = 0.013 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg Aire seco}}$ , que corresponden con el 60% de humedad relativa a una temperatura de 26.7°C [10].

### Agua de los productos:

El agua total encontrada en los productos de la combustión tiene tres orígenes diferentes:

- Agua procedente de la reacción del hidrógeno del combustible con el oxígeno del aire, *H<sub>2</sub>O<sub>Hf</sub>*.
- Agua procedente de la humedad del combustible, *H<sub>2</sub>O<sub>f</sub>*. Esta agua no reacciona.

- Agua procedente de la humedad del aire,  $H_2O_A$ . Esta agua no reacciona.

Distinguiremos tres tipos de humos en función de la inclusión o no de estas aguas:

- **Humos secos:** Aquellos que no contienen ninguna de las tres aguas.
- **Humos semihúmedos:** Aquellos que solo contienen el agua procedente de la reacción del hidrógeno del combustible con el oxígeno del aire.
- **Humos húmedos.** Aquellos que contienen todas las aguas.

Por último, es importante comentar que el agua contenida en los humos se encontrará en estado vapor pues los humos estarán a presión atmosférica y a temperaturas superiores a los  $100^\circ\text{C}$ . Estas condiciones (presión baja y altas temperaturas) son idóneas para considerar la totalidad de los humos una mezcla de gases ideales [11].

#### **Entradas del módulo de configuración de combustible y aire:**

Las entradas de este módulo son:

- **Proporción de carbono inquemado (Cinq).**
- **Exceso de aire (Ex).**
- **Humedad del combustible ( $H_2O_f$ ).**
- **Humedad del aire ( $H_2O_A$ ).**

Que se corresponden con entradas del módulo global de balance de materia ya explicadas anteriormente.

#### **Salidas del módulo de configuración de combustible y aire:**

Todas las salidas del módulo relacionadas con cantidad de materia vienen expresadas en kilomoles por kilogramo de fuel ( $\text{kmol/kgf}$ ), unidades utilizadas en los balances estequiométricos posteriores.

- **Carbono inquemado (Cinquemado):**
- **$n_C$ ,  $n_{H_2}$ ,  $n_{O_2f}$ ,  $n_{N_2f}$ ,  $n_S$ :** Cantidades de componentes del combustible en un kilogramo del mismo ( $\text{kmol/kgf}$ ). Nótese que la notación seguida es del tipo  $nX$ , esta notación será la seguida en el balance estequiométrico.
- **$x_{CO_2s}$ :** Porcentaje de cantidad  $CO_2$  respecto a la cantidad total de humos secos.
- **$Ex+1$ :** Salida procedente de un cambio de escala de la variable  $Ex$  (asociada al exceso de aire). Posee valores entre 0.6 y 2. Esta cantidad también recibirá el nombre de  $\lambda$ .
- **$H_2O_f$ :** Kilomoles de agua que trae el combustible por kilogramo de combustible.
- **PCS:** Poder calorífico superior del combustible.
- **Cenizas:** Kilomoles de cenizas por kilogramo de combustible.

- **kmolH2OA/kmolAs:** Proporción molar del agua contenida en el aire (referida a kilomol de aire seco).

#### 7.2.1.2.2 Módulo de reacción estequiométrica:

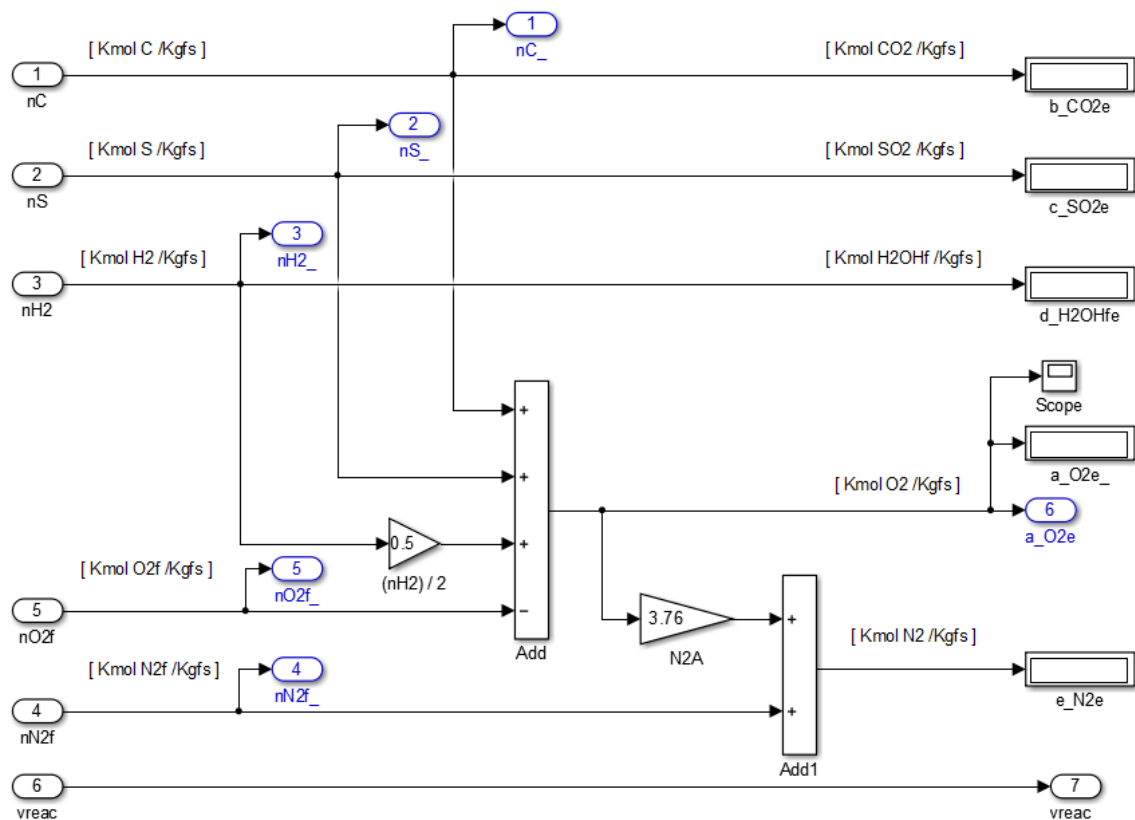


Figura 20. Módulo de reacción estequiométrica.

En este módulo se encuentra implementado el balance estequiométrico de la reacción de combustión teórica, cuyo diagrama en Simulink se muestra en la Figura 20.

Para el balance estequiométrico trabajaremos asumiendo proporciones referidas a 1 kg de combustible, por tanto, las cantidades molares de las sustancias vienen expresadas por kilogramo de combustible (denotado por kgf). Esto resulta útil si apreciamos que el caudal másico de entrada de combustible es una entrada de nuestro modelo y que, con ello, las cantidades totales de las sustancias podrán obtenerse del producto de dicho caudal por las cantidades molares por kilogramo de combustible obtenidas del balance estequiométrico.

En el estudio estequiométrico de la reacción descompondremos el combustible en la suma de los elementos procedentes de su estudio elemental, convirtiendo los porcentajes másicos en molares (proporciones molares por kilogramo de combustible). Denotaremos estas cantidades, a priori conocidas pues asumiremos un kg de combustible a la hora de realizar los balances, de la forma  $nX$ , donde  $X$  representa al elemento del combustible. Esto nos será de utilidad para diferenciar en nuestro

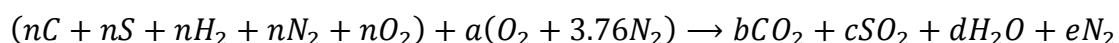
modelo las sustancias que forman parte del combustible de aquellas que forman parte del aire o que son resultados de la reacción (productos).

Nota: Cabe señalar que en los siguientes balances estequiométricos no se añaden las aguas correspondientes a las humedades del combustible y del aire ya que éstas no reaccionan durante la combustión [11].

### Reacción teórica:

La reacción teórica es la reacción de combustión total, pasando todo el C a CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub> a H<sub>2</sub>O. Es una *característica del combustible*, independiente del proceso de combustión posterior [4].

La reacción se produce con la cantidad justa (estequiométrica) de oxígeno para realizar la combustión completa del combustible.



En los reactivos encontramos al combustible, descompuesto en sus componentes básicos (denotados por  $nX$ ), y al aire, para el que hemos supuesto una composición del 79% de N<sub>2</sub> y un 21% de O<sub>2</sub>. Puesto que el oxígeno tiene un papel fundamental en la combustión, hemos descompuesto el aire en una cantidad  $a$  de O<sub>2</sub> más una cantidad 3.76 (= 79/21) de N<sub>2</sub>. Esta cantidad de O<sub>2</sub>,  $a$ , es la justa para realizar la combustión estequiométrica.

Realizando balance estequiométrico:

$$\text{Balance C:} \quad b = nC \left[ \frac{\text{moles } CO_2}{kgf} \right]$$

$$\text{Balance S:} \quad c = nS \left[ \frac{\text{moles } SO_2}{kgf} \right]$$

$$\text{Balance } H_2: \quad d = nH_2 \left[ \frac{\text{moles } H_2O}{kgf} \right]$$

$$\text{Balance } O_2: \quad nO_2 + a = b + c + \frac{d}{2} \xrightarrow[\text{valores}]{\text{Sustituyendo}} a = nC + nS + \frac{nH_2}{2} - nO_2$$

$$\text{Balance } N_2: \quad e = nN_2 + 3.76a$$

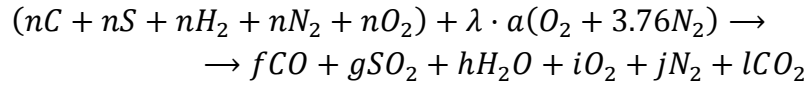
Obsérvese que  $a$  es la cantidad estequiométrica de oxígeno, cuya expresión utilizaremos a la hora de estudiar la reacción real (incluyendo el exceso de aire).

### 7.2.1.2.3 Módulo de reacción real:

#### Reacción real:

La reacción real es una *característica del proceso* de combustión, que recoge en una ecuación el balance de materia [4].

En las combustiones reales, la cantidad de aire aportado no tiene por qué ser la teórica. Esta cantidad la representaremos con el producto  $\lambda \cdot a$ , donde  $\lambda$  denota el factor de exceso de aire respecto a la cantidad teórica de aire y que, siguiendo la nomenclatura de nuestro modelo equivaldría al valor de la entrada  $Ex$  en tanto por uno, más una unidad. Por tanto tendremos la siguiente reacción:



Donde apreciamos la formación de CO, así como la presencia de  $O_2$  y  $N_2$  que no ha reaccionado en los productos. Realizando el balance estequiométrico:

$$\begin{aligned} \text{Balance S:} \quad & g = nS \left[ \frac{\text{moles } SO_2}{\text{kgf}} \right] \\ \text{Balance } H_2: \quad & h = nH_2 \left[ \frac{\text{moles } H_2O}{\text{kgf}} \right] \\ \text{Balance } N_2: \quad & j = nN_2 + 3.76\lambda \cdot a \left[ \frac{\text{moles } N_2}{\text{kgf}} \right] \\ \text{Balance C:} \quad & nC = f + l \\ \text{Balance } O_2: \quad & nO_2 + \lambda \cdot a = \frac{f}{2} + g + \frac{h}{2} + i + l \end{aligned}$$

A estos balances de materia añadiremos una ecuación más: la del porcentaje de  $CO_2$  respecto al total de productos secos, obtenido de la gráfica mostrada en la Figura 18.

$$\%CO_2 = \frac{l}{l + f + g + i + j}$$

Recordemos que el valor de  $a$  es conocido pues lo obtuvimos de la reacción teórica:

$$a = nC + nS + \frac{nH_2}{2} - nO_2$$

Y observemos que del balance anterior aun encontramos tres incógnitas:  $f, l, i$ ; disponiendo de tres ecuaciones para obtener sus valores:

$$\begin{aligned} nC &= f + l \\ nO_2 + \lambda \cdot a &= \frac{f}{2} + g + \frac{h}{2} + i + l \\ \%CO_2 &= \frac{l}{l + f + g + i + j} \end{aligned}$$

Si de la primera ecuación despejamos  $f$ :

$$f = nC - l$$

E introducimos este valor en la tercera ecuación:



$$\%CO_2 = \frac{l}{l + nC - l + g + i + j} = \frac{l}{nC + g + i + j}$$

Donde, si despejamos  $l$ , obtenemos:

$$l = \%CO_2 \cdot [nC + g + i + j]$$

Si introducimos este valor en la segunda ecuación, donde también sustituimos el término  $\frac{f}{2}$  por  $\frac{nC}{2} - \frac{l}{2}$  (obtenido de la primera ecuación) tenemos:

$$nO_2 + \lambda \cdot a = \frac{nC}{2} - \frac{l}{2} + g + \frac{h}{2} + i + l = \frac{nC}{2} + g + \frac{h}{2} + i + \frac{l}{2}$$

Sustituyendo  $l$  por la expresión obtenida anteriormente y agrupando términos, tenemos:

$$nO_2 + \lambda \cdot a = \frac{nC}{2}(1 + \%CO_2) + g\left(1 + \frac{\%CO_2}{2}\right) + \frac{h}{2} + i\left(1 + \frac{\%CO_2}{2}\right) + j\frac{\%CO_2}{2}$$

Ahora recordemos que los valores de  $g, h$  y  $j$  son conocidos pues los obtuvimos anteriormente:

$$g = nS; h = nH_2; j = nN_2 + 3.76\lambda \cdot a$$

Puesto que la expresión de  $j$  contiene más de un término, en adelante, denotaremos esta cantidad conocida con  $j^*$  en favor de la estética (incluimos el asterisco para enfatizar el hecho de ser un valor conocido).

Si de la última expresión obtenida (a partir de la segunda ecuación de nuestro sistema de ecuaciones) despejamos  $i$  obtenemos:

$$i = \frac{nO_2 + \lambda \cdot a - \frac{nC}{2}(1 + \%CO_2) - nS\left(1 + \frac{\%CO_2}{2}\right) - \frac{nH_2}{2} - j^*\frac{\%CO_2}{2}}{1 + \frac{\%CO_2}{2}} \left[ \frac{\text{moles } O_2}{kgf} \right]$$

Cuyo valor denotaremos por  $i^*$ .

Ahora podemos obtener el valor de  $l$ :

$$l = \%CO_2[nC + nS + i^* + j^*] \left[ \frac{\text{moles } CO_2}{kgf} \right]$$

Cuyo valor denotaremos por  $l^*$ .

Finalmente obtenemos  $f$ :

$$f = nC - l^* \left[ \frac{\text{moles } CO}{kgf} \right]$$

La implementación de este balance en Simulink se muestra en la Figura 21.

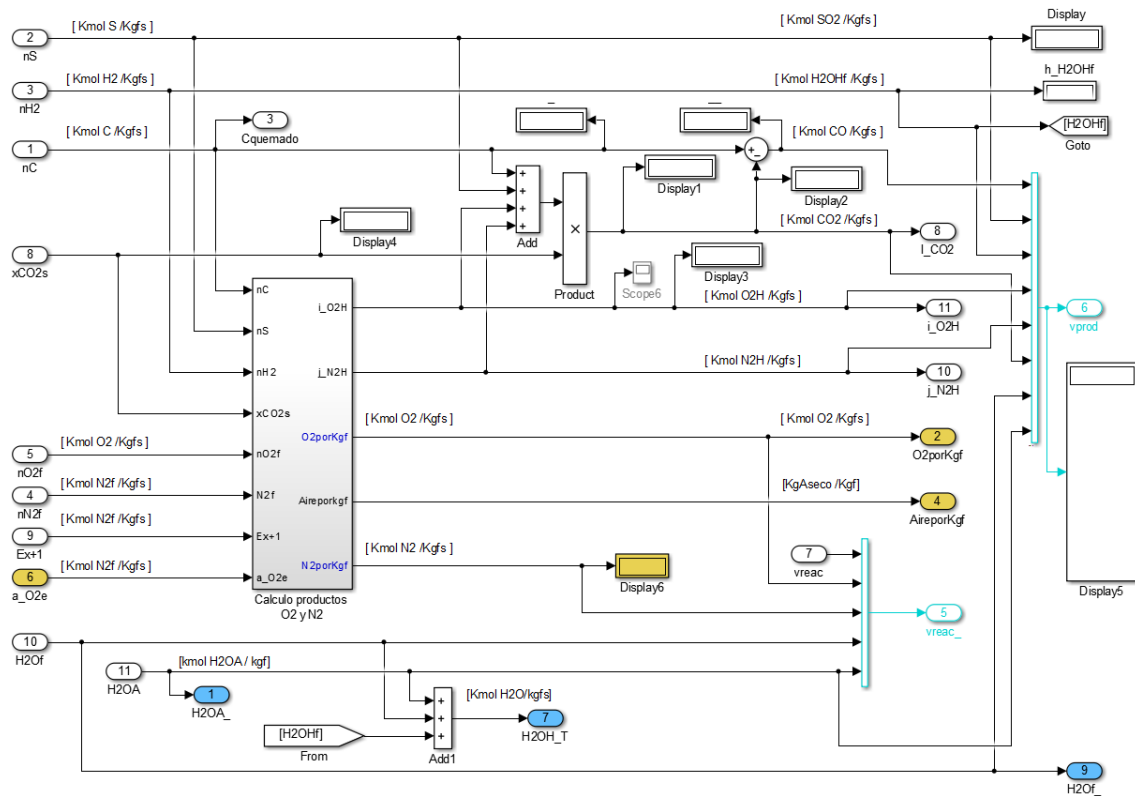


Figura 21. Módulo de reacción real.

#### 7.2.1.2.4. Módulo de cálculo del PCI.

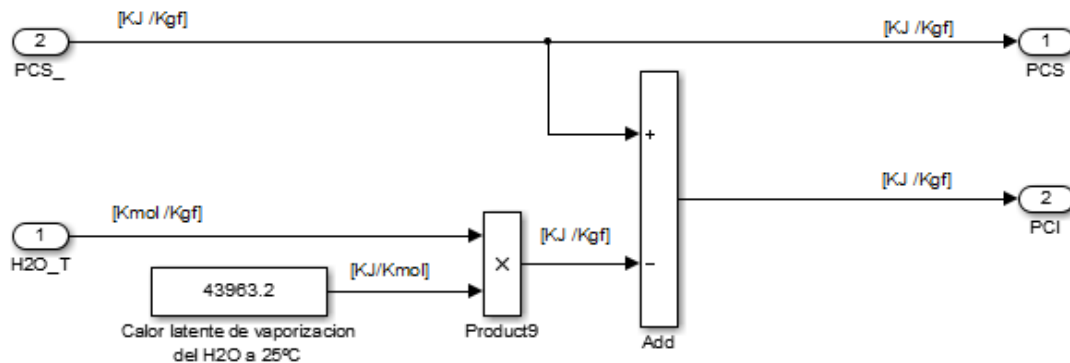


Figura 22. Módulo de cálculo del PCI

La obtención del PCS, de forma teórica, se realizó en base a la gráfica mostrada en la Figura 17. Para el cálculo del PCI (cuyo diagrama en Simulink se muestra en la Figura 22) nos basamos en la relación que hay entre ambos:

$$PCS = PCI + m_{H_2O} \cdot h_{fg}^{25^\circ C}$$

Donde  $h_{fg}^{25^\circ C}$  es el calor latente de vaporización del agua a 25°C (298 K) en  $\left[\frac{KJ}{Kmol}\right]$ . El motivo de considerarlo a 25°C responde al hecho de que el combustible entra a

temperatura ambiente o a una escasamente superior pues, por motivos de seguridad, el combustible no debe precalentarse mucho en una caldera real. Según [6]:

$$h_{fg}^{295K} = 2449 \left[ \frac{KJ}{Kg} \right]$$

$$h_{fg}^{300K} = 2438 \left[ \frac{KJ}{Kg} \right]$$

Considerando que el peso molecular del agua es  $18 \frac{Kg}{Kmol}$  podemos expresar los valores de dichos calores latentes de vaporización en  $\frac{KJ}{Kmol}$ :

$$h_{fg}^{295K} = 44082 \left[ \frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$h_{fg}^{300K} = 43884 \left[ \frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Si realizamos una interpolación lineal entre ambos valores obtenemos el valor del calor latente de vaporización a 25°C (298 K):

$$h_{fg}^{25^\circ C} = h_{fg}^{298K} = 43963.2 \left[ \frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Podemos encontrar información útil de combustibles de madera en [12].

#### **7.2.1.2.5 Módulo de cálculo de parámetros de los humos.**

Dividido en dos submódulos, nos entregará las concentraciones molares, así como el peso molecular total de los humos húmedos.

##### **Módulo de cálculo de las fracciones molares de los humos:**

Este módulo entregará un vector con las fracciones molares de los productos ( $vX_{nHH}$ ) en el orden que sigue el vector  $v_{productos}$ , tal como muestra la Figura 23.

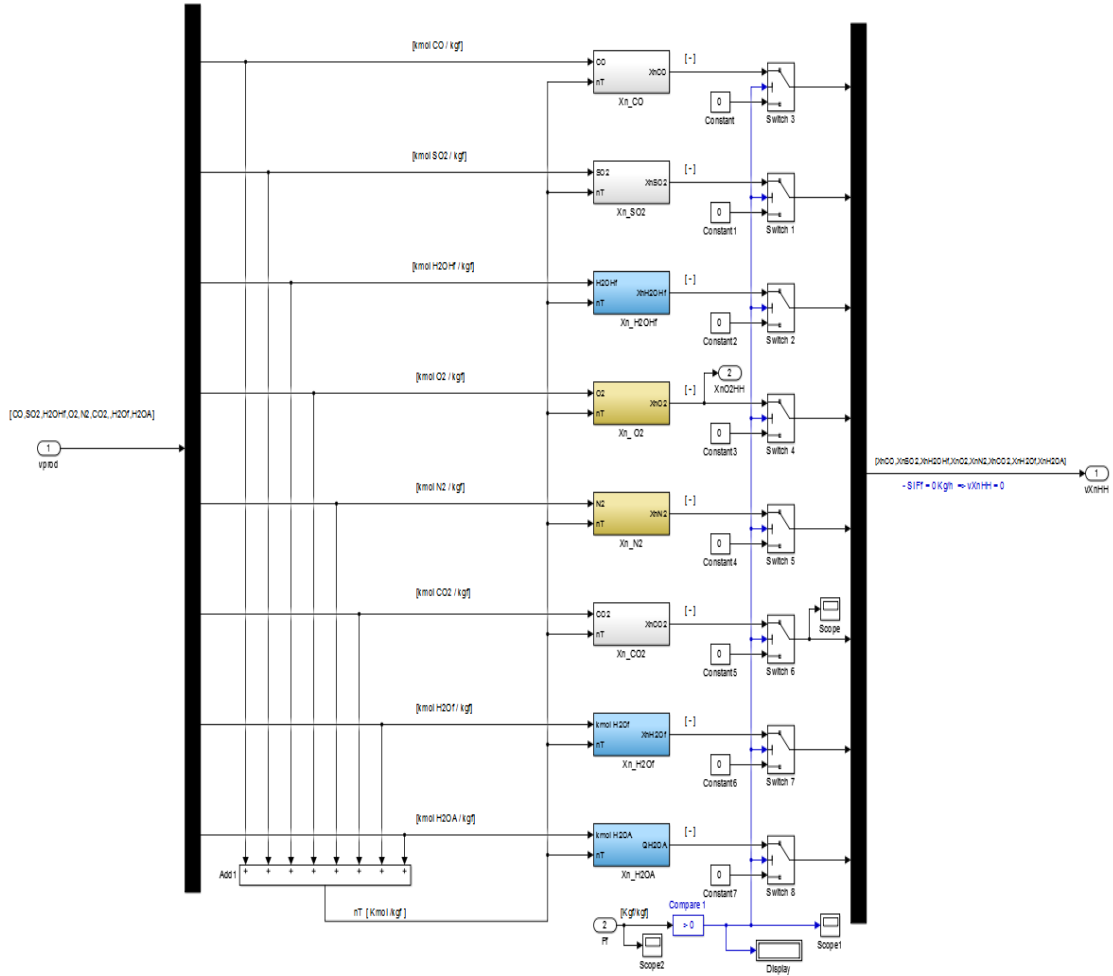


Figura 23. Módulo del cálculo de las fracciones molares de los humos húmedos.

La fracción molar del producto  $i$ , la calcularemos de acuerdo con [4]:

$$X_{ni} = \frac{n_i}{n_T}$$

Donde  $X_{ni}$  es la fracción la molar,  $n_i$  el número de moles del producto  $i$ , y  $n_T$  el número total de moles de los productos:  $n_T = \sum_j n_j$

Este módulo posee como entrada el vector  $v_{productos}$  que, recordemos, está compuesto por los elementos  $[CO, SO_2, H_2O_{vf}, O_2, N_2, CO_2, H_2O_f, H_2OA]$ . Demultiplexaremos dicho vector para separar sus elementos y realizar los cálculos de la fracción molar por separado (en diferentes submódulos). Además se ha añadido un *switch* que da valor cero a cada fracción molar en caso de que la entrada combustible sea cero.

Sirva el submódulo del cálculo de la fracción molar del CO, presentado en la Figura 24 como muestra de las operaciones realizadas en el submódulo de cada producto.

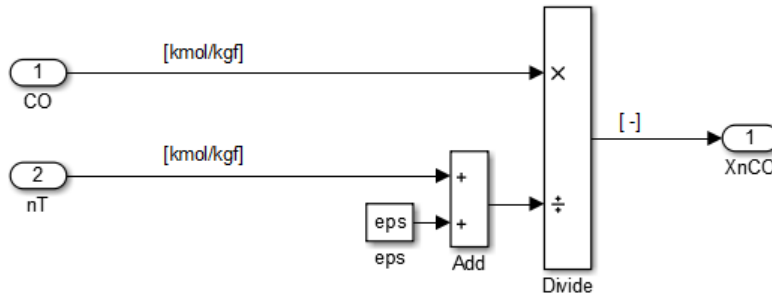


Figura 24. Submódulo del cálculo de fracción molar para el CO.

**Nota:** En el denominador de la división se ha añadido *eps* para evitar problemas de simulación que pudiesen producir divisiones por cero. En adelante se obviará este comentario.

La salidas del submódulo de cálculo de fracciones molares es un vector,  $vXnHH$ , que contiene las fracciones molares de los productos,  $[XnCO, XnSO_2, XnH_2OHf, XnO_2, XnN_2, XnCO_2, XnH_2Of, XnH_2OA]$ , así como una salida a parte para la concentración molar del  $O_2$  de los humos húmedos,  $XnO_2H$ , que será importante a la hora de desarrollar el control.

La salida  $XnO_2H$  será una variable a controlar. Esta concentración molar ( $XnO_2H$ ) tiene el mismo valor numérico que la proporción en tanto por uno en volumen del oxígeno respecto al resto de productos, pues considerando los humos gases ideales y en base a la *ley de Amagat*<sup>1</sup> tenemos:

$$X_{n_{O_2}} = \frac{n_{O_2}}{n_T} = \frac{\frac{P \cdot V_{O_2}}{R \cdot T}}{\frac{P \cdot V_T}{R \cdot T}} = \frac{V_{O_2}}{V_T}$$

En base a ello, será desde la interpretación volumétrica como se adoptará la estrategia de control. Además, fuera de este bloque se añade un *damping* a través de la función de transferencia  $\frac{1}{2s+1}$  para simular respuestas más reales en los saltos de dicha variable.

#### Submódulo de cálculo del peso molecular de los humos:

En este módulo se calcula el peso molecular que poseen los humos húmedos y cuya implementación en Simulink se muestra en la Figura 25.

<sup>1</sup> Ley de Amagat: "El volumen de una mezcla de gases es igual a la suma de los volúmenes que cada gas ocuparía si existiera sólo a la temperatura y presión de la mezcla" [11]

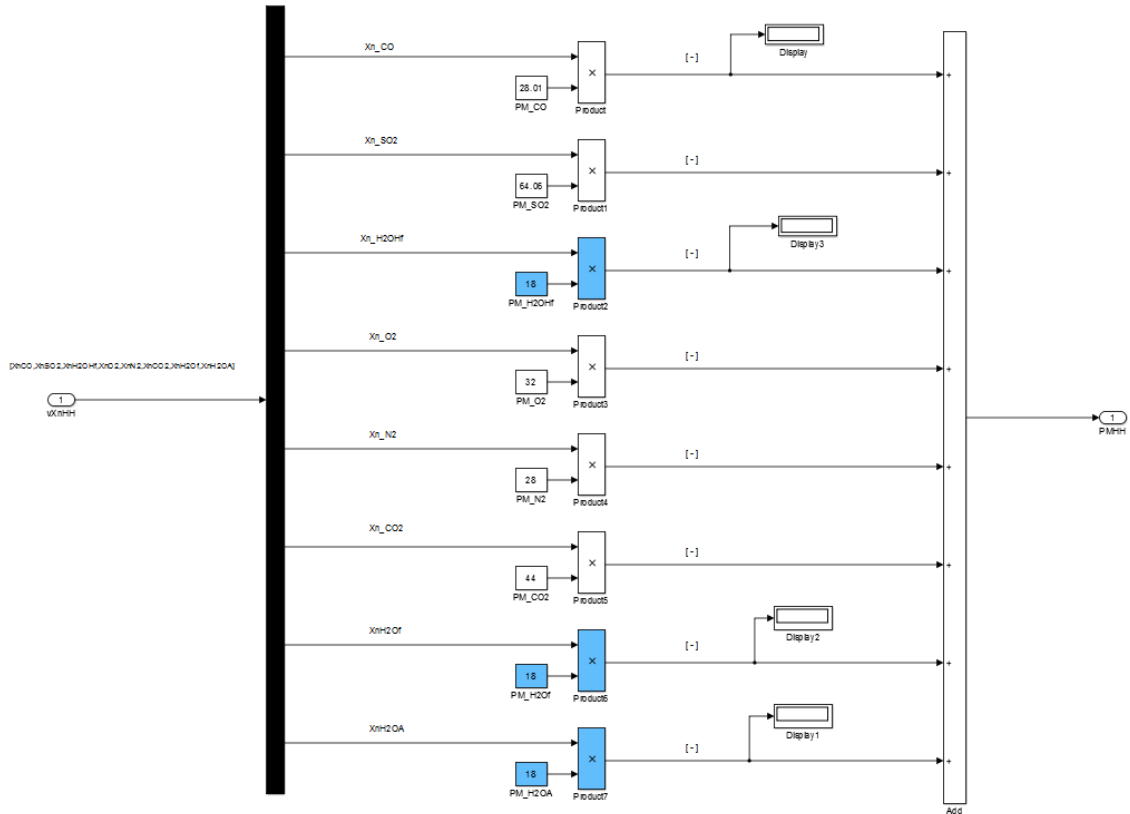


Figura 25. Submódulo del cálculo del peso molecular de los humos húmedos.

Puesto que, como ya se dijo antes, los humos húmedos son una mezcla de gases ideales, el cálculo de su peso molar se realiza de acuerdo con [4]:

$$PM_T = \sum_j X_{n_j} \cdot PM_j$$

Donde  $X_{n_j}$  es la fracción molar del producto  $j$  y  $PM_j$  su peso molecular.

## 7.2.2. Balance de energía en el horno.

### 7.2.2.1 Introducción.

El balance de energía se aplicará entre la entalpía por unidad de tiempo de entrada de los reactivos, la entalpía de reacción por unidad de tiempo, la potencia térmica transmitida por radiación y la entalpía de salida de los productos por unidad de tiempo. Para cuantificar estas potencias térmicas tomaremos una temperatura de referencia de 25°C, escogida intencionadamente pues se trata de la temperatura estándar para la que se da la entalpía estándar de reacción, lo que nos permitirá hablar de entalpía de reactivos y productos respecto a la temperatura de referencia, que representan los saltos térmicos en reactivos y productos hasta la temperatura estándar siguiendo la *Ley de Hess* [3].

El balance consistirá en:

$$\dot{H}_{\text{reactivos}} + \dot{H}^{\circ}_{\text{reacción}} = \dot{H}_{\text{productos}} + \dot{Q}_{\text{rad}} + \text{Pérdidas}$$

Donde  $\dot{H}_{\text{reactivos}}$  es la entalpía de entrada de los reactivos por unidad de tiempo,  $\dot{H}^{\circ}_{\text{reacción}}$  es la entalpía estándar de reacción por unidad de tiempo,  $\dot{H}_{\text{productos}}$  es la entalpía de salida de los productos por unidad de tiempo y  $\dot{Q}_{\text{rad}}$  es la potencia transmitida por radiación de la llama. Las unidades de potencia seguidas en el modelo para dicho balance son  $\frac{KJ}{h}$ .

Cabe señalar que, para modelar otras pérdidas no contempladas en el término *Pérdidas*, en nuestro modelo se ha aplicado un factor positivo y menor igual a uno (se tomará por defecto un valor de 0.9) a la suma  $\dot{H}_{\text{reactivos}} + \dot{H}^{\circ}_{\text{reacción}}$  que permita modelar lo que se han considerado *otras pérdidas*.

A partir de este balance obtendremos la ecuación cuya solución nos dará la temperatura del horno, es decir, temperatura de los humos de salida del horno.

En las entalpías de entrada de reactivos y de salida de productos conviene mencionar una cuestión respecto a las aguas de ambos: existirán cambios de fase que han de considerarse en dichas entalpías [11].

#### **Agua procedente de la reacción del hidrógeno del combustible:**

El agua formada en la reacción del hidrógeno del combustible con el oxígeno del aire saldrá a una temperatura superior a 100°C y por tanto habrá que considerar la energía del cambio de fase que se produce al considerar una temperatura de referencia de 25°C.

#### **Agua procedente de la humedad del combustible:**

El combustible entrará en el horno sin precalentar o poco precalentado, por tanto, en el salto térmico hasta 25°C no existirá cambio de fase del agua del combustible. En cambio, a la salida se alcanzará una temperatura elevada (por encima de los 100°C) y aquí deberemos considerar el cambio de fase del agua del combustible.

#### **Agua procedente de la humedad del aire:**

El aire entrará a presión atmosférica y, con la posibilidad de precalentarlo, su temperatura siempre será mayor o igual a la ambiente. A la entrada, el agua contenida en el aire estará en forma de vapor. Atendamos a los siguientes hechos:

- Si el agua cambia de fase a la entrada, a la salida también cambiará de fase (cambio de fase inverso pero mismo valor energético) por lo que ambos calores latentes se eliminan mutuamente en la ecuación del balance energético.
- Si a la entrada no se produce ningún cambio de fase, a la salida tampoco se producirá.

Por tanto, no es necesario implementar el cambio de fase del agua contenida en la humedad del aire ni a la entrada (reactivos) ni a la salida (productos).

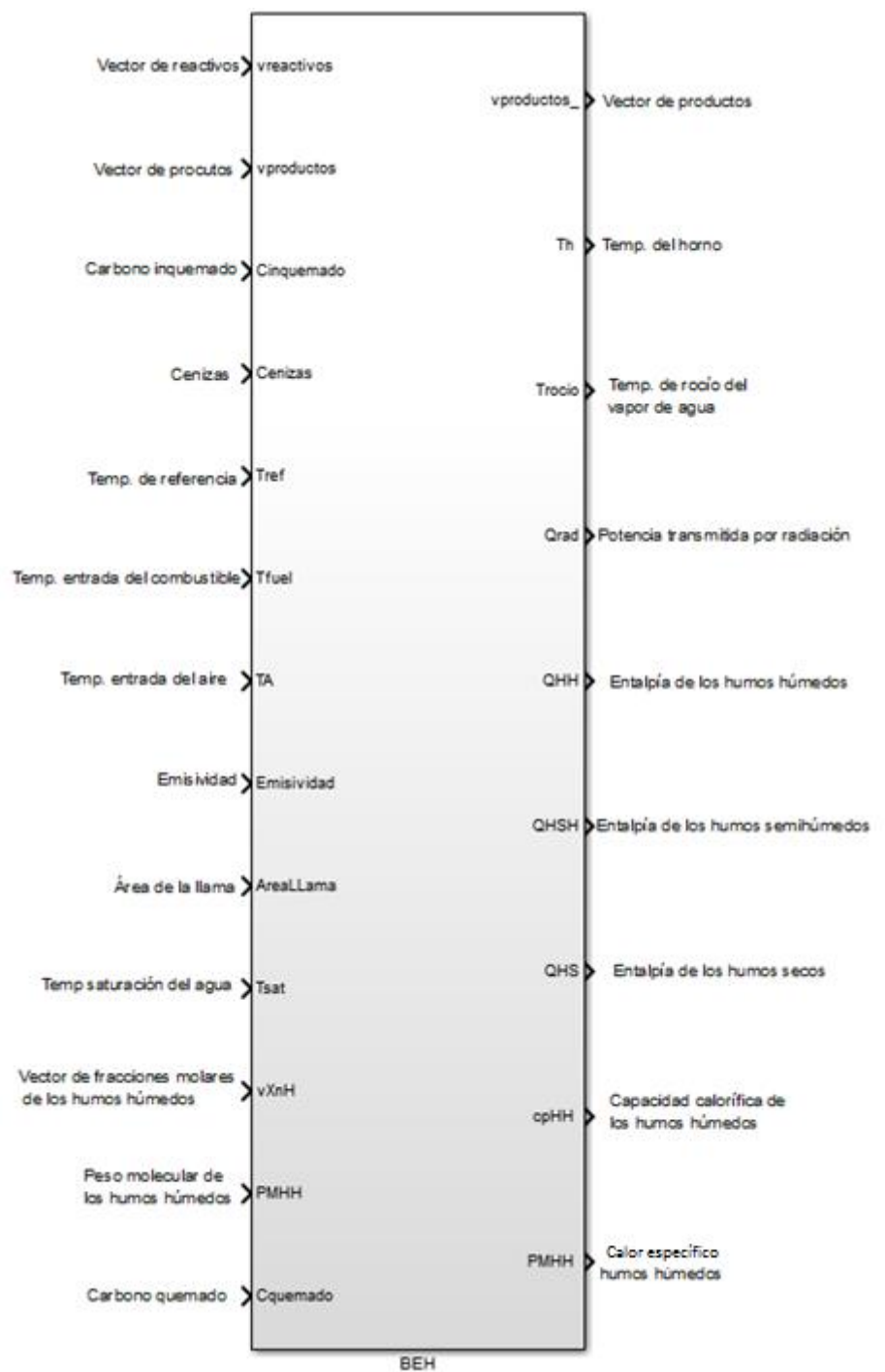


Figura 26. Módulo de balance de energía en el horno

La Figura 26 nos muestra dicho módulo como *caja negra* con sus respectivas entradas y salidas.

**Entradas del módulo:**



Puesto que algunas de las entradas de este módulo provienen directamente de salidas del módulo de balance de materia solo explicaremos las que no provienen de éste.

- **Temperatura de referencia (Tref):** Temperatura respecto a la cual se consideran los valores de entalpía. Sus unidades son Kelvin.
- **Temperatura de entrada del combustible (Tfuel):** Temperatura, en Kelvin, con la que entra el combustible.
- **Temperatura de entrada del aire (TA):** Temperatura, en Kelvin, con la que entra el aire.
- **Emisividad:** Coeficiente de emisividad relativo a la radiación procedente de llama.
- **Área de la llama:** Superficie que ocupa la llama, en m<sup>2</sup>.
- **Temperatura de saturación del agua (Tsat):** Temperatura de saturación del agua del calderín para las condiciones de operación (en Kelvin).

#### Salidas del módulo:

Al igual que con las entradas, se explican solo las salidas de magnitudes que aparecen por primera vez:

- **Temperatura del horno (Th):** Temperatura, en Kelvin, del interior del horno.
- **Temperatura de rocío del vapor de agua (Trocio):** Temperatura de rocío del vapor de agua de los humos, en Kelvin. En una caldera real, es importante que la temperatura de los humos esté por encima de este valor para evitar la condensación del vapor de agua y los problemas que conlleva, por ejemplo, la posible formación de ácidos procedentes de la reacción del agua con el dióxido de azufre, que deteriorarían los tubos de una caldera real.
- **Potencia transmitida por radiación:** Potencia térmica transmitida por radiación de la llama. Sus unidades son  $\frac{KJ}{h}$
- **Entalpía de salida de los humos húmedos (QHH):** Entalpía de los humos húmedos por unidad de tiempo. Sus unidades son  $\frac{KJ}{h}$
- **Entalpía de salida de los humos semihúmedos (QSHS):** Entalpía de los productos por unidad de tiempo, descontando la entalpía que posee el agua procedente de la humedad del aire y del combustible  $\left(\frac{KJ}{h}\right)$
- **Entalpía de salida de los humos secos (QHS):** Entalpía de los productos por unidad de tiempo, descontando la entalpía que posee toda el agua presente en ellos  $\left(\frac{KJ}{h}\right)$ .
- **Calor específico molar de los humos húmedos (cpHH):** Calor específico de los humos húmedos en  $\frac{KJ}{kmol \cdot K}$ .

### 7.2.2.2 Módulo implementado.

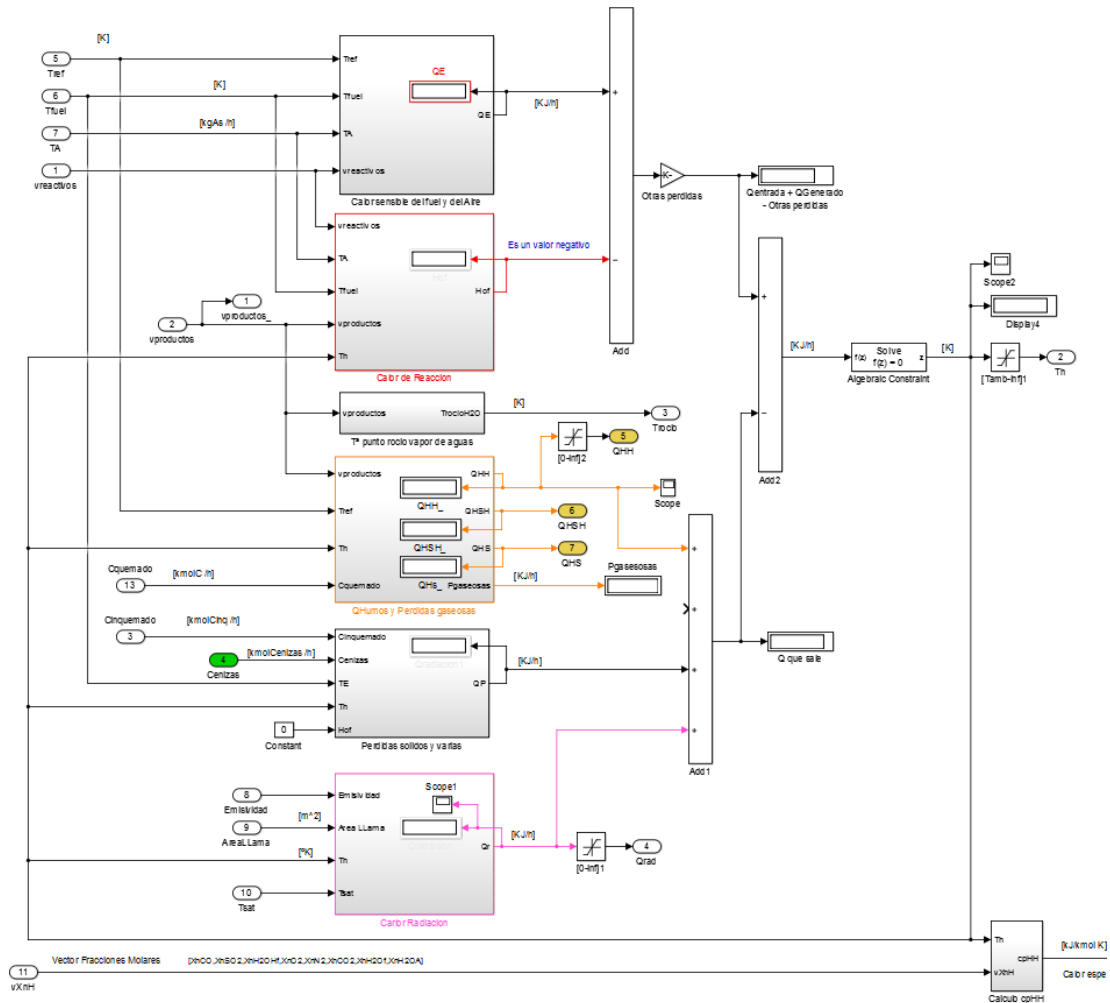


Figura 27. Vista general del módulo de balance de energía del horno.

Tal como se muestra en la Figura 27, el módulo está formado por:

- Módulo de entalpía de entrada de reactivos.
- Módulo de entalpía de reacción.
- Módulo de entalpía de salida de productos.
- Módulo de pérdidas sólidas.
- Módulo de calor transmitido por radiación.
- Cálculo de la temperatura del horno.
- Módulo del cálculo del calor específico molar de los humos.
- Módulo de cálculo de temperatura de rocío del vapor de agua.

#### 7.2.2.2.1 Módulo de entalpía de entrada de reactivos.

Este módulo tiene implementado el cálculo de la entalpía de entrada de los reactivos (combustible y aire) por unidad de tiempo a través de la expresión general que encontramos en [4]:

$$\dot{H}_i = \int_{T_{ref}}^{T_{ent}} \dot{n}_i \cdot c_{p_i} dT$$

Donde  $\dot{H}_i$  es la entalpía del reactivo  $i$  por unidad de tiempo,  $T_{ref}$  es la temperatura de referencia,  $T_{ent}$  es la temperatura de entrada de los reactivos,  $\dot{n}_i$  es el caudal molar del reactivo  $i$  (en  $\frac{kmol}{h}$ ) y  $c_{p_i}$  es el calor específico molar del reactivo  $i$  (en  $\frac{KJ}{Kmol \cdot K}$ ).

La entalpía total será la suma de todas las entalpías de los reactivos [3], [4]:

$$\dot{H}_{reactivos} = \sum_i \dot{H}_i$$

Cuya implementación en Simulink podemos ver en la Figura 28.

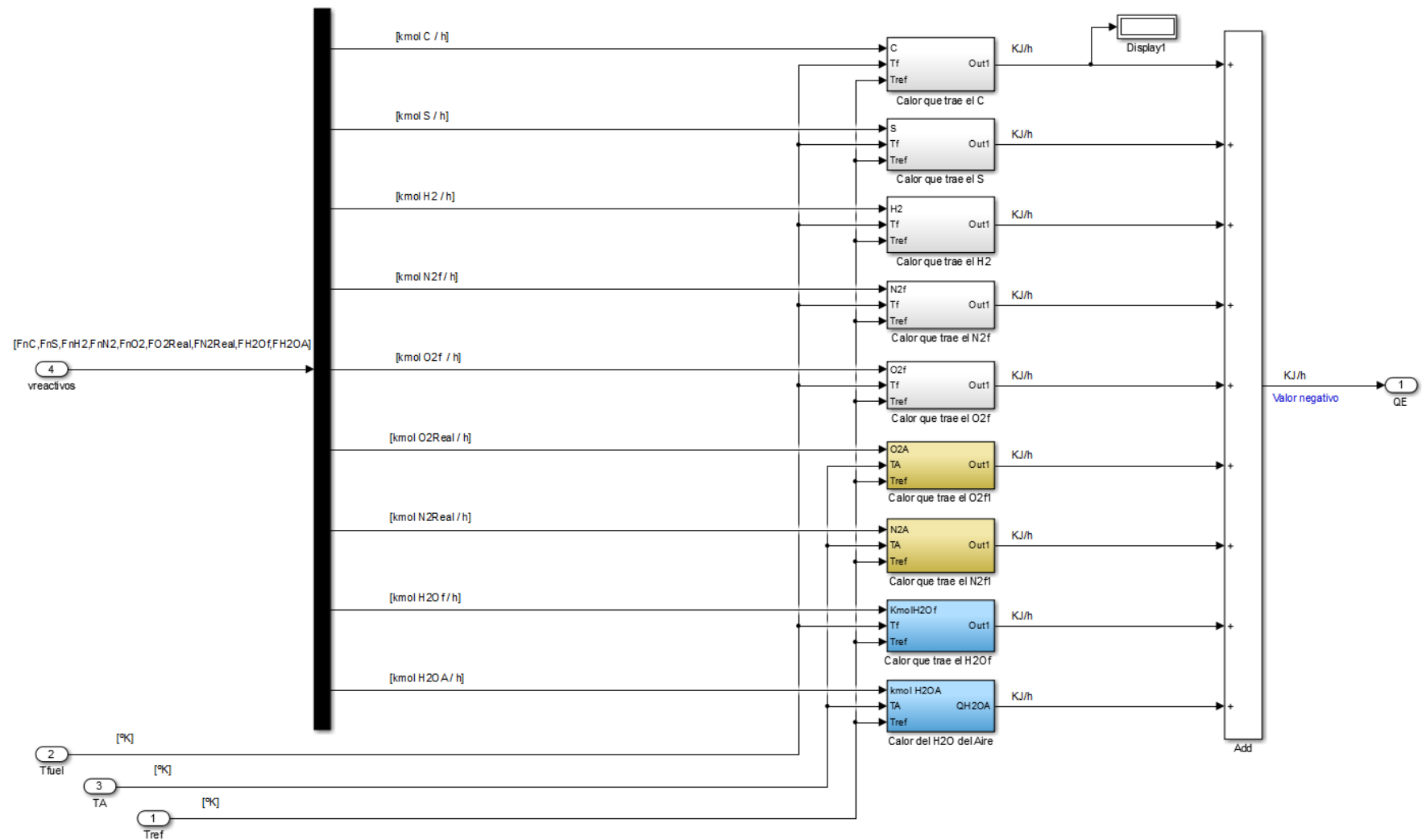


Figura 28. Módulo de entalpía de entrada de reactivos

Para el cálculo de las entalpías de cada reactivo se distinguirán dos casos: reactivos con calor específico constante o dependiente de la temperatura.

**Reactivos con calor específico constante:** En este caso, tomaremos un calor específico constante en el rango de temperaturas de trabajo, por lo que la expresión puede simplificarse a:

$$\dot{H}_i = \dot{n}_i \cdot c_{p_i} (T_{ent} - T_{ref})$$

Los reactivos que cumplen esta condición serán el carbono (cuyo cálculo de entalpía en Simulink puede verse en la Figura 29) y el azufre, para los que se han tomado unos valor de calor específico molar de  $8.53 \frac{KJ}{Kmol \cdot K}$  y  $22.65 \frac{KJ}{Kmol \cdot K}$  respectivamente (valores recogidos de tablas de propiedades en [6] habiendo aplicado los correspondientes cambios de unidades desde  $\frac{KJ}{Kg \cdot K}$  a  $\frac{KJ}{Kmol \cdot K}$ ).

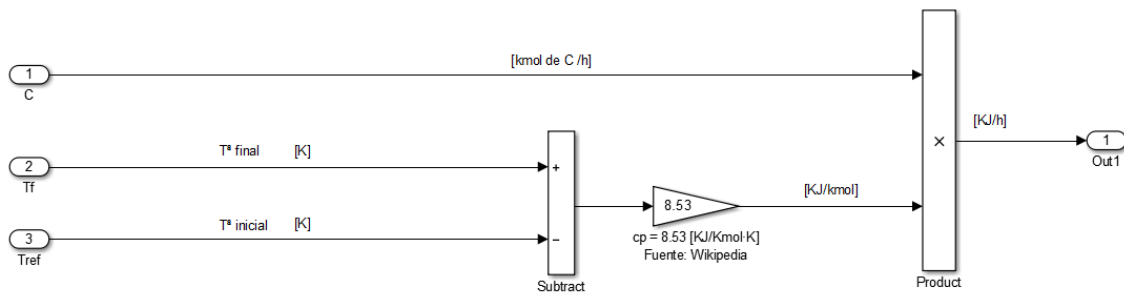


Figura 29. Cálculo de la entalpía de entrada del carbono por unidad de tiempo.

**Reactivos con calor específico dependiente de la temperatura:** En este caso, desarrollaremos la integral. Las expresiones de los calores específicos se han obtenido de acuerdo con [9], usando la expresión genérica:

$$c_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Donde  $c_p$  tiene unidades  $\frac{J}{mol \cdot K}$  ( $\equiv \frac{KJ}{Kmol \cdot K}$ ),  $T$  es la temperatura, y  $a, b, c, d$  son parámetros proporcionados en tablas (recogidas en [9]) y cuyo valor depende de la sustancia.

Para el cálculo de la entalpía de entrada del reactivo  $i$  por unidad de tiempo, tendremos:

$$\begin{aligned} \dot{H}_i &= \int_{T_{ref}}^{T_{ent}} \dot{n}_i \cdot c_{p_i} dT = \\ &= \dot{n}_i \left[ a(T_{ent} - T_{ref}) + b \frac{T_{ent}^2 - T_{ref}^2}{2} + c \frac{T_{ent}^3 - T_{ref}^3}{3} + d \frac{T_{ent}^4 - T_{ref}^4}{4} \right] \end{aligned}$$

Los valores de los parámetros para los diferentes reactivos (obtenidos de [9]) se recogen en la Tabla 2.

Sustancia	a	b·10 <sup>3</sup>	c·10 <sup>6</sup>	d·10 <sup>9</sup>
H <sub>2</sub>	29.087	-1.9146	4.00125	-0.8698
O <sub>2</sub>	25.46	15.192	-7.1506	1.3108
N <sub>2</sub>	28.883	-1.5703	8.0753	-2.8707
H <sub>2</sub> O	32.2175	1.922	10.548	-3.5928

Tabla 2. Parámetros de polinomios del calor específico de diferentes sustancias.

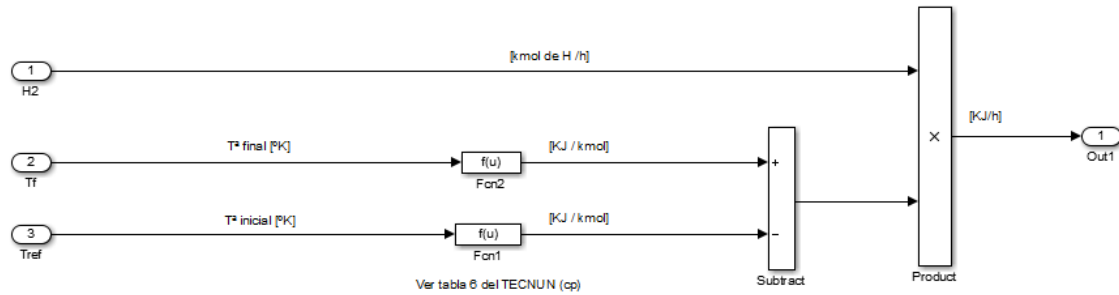


Figura 30. Cálculo de la entalpía de entrada del hidrógeno por unidad de tiempo.

La Figura 30 muestra el ejemplo del cálculo de la entalpía del H<sub>2</sub> implementado en Simulink.

#### 7.2.2.2.2 Módulo de entalpía de reacción.

Este módulo es el encargado de calcular la entalpía de reacción a 25°C (entalpía estándar de reacción) por unidad de tiempo a partir de la diferencia de entalpías totales de formación de productos y reactivos [3], [4]:

$$\dot{H}_{reacción}^{\circ} = \sum_j^{productos} \dot{H}_{f_j}^{\circ} - \sum_i^{reactivos} \dot{H}_{f_i}^{\circ}$$

Donde el  $\dot{H}_{reacción}^{\circ}$  denota la entalpía estándar de reacción y  $\dot{H}_f^{\circ}$  entalpía estándar de formación, ambas por unidad de tiempo. La implementación en Simulink de dicha expresión se muestra en la Figura 31.

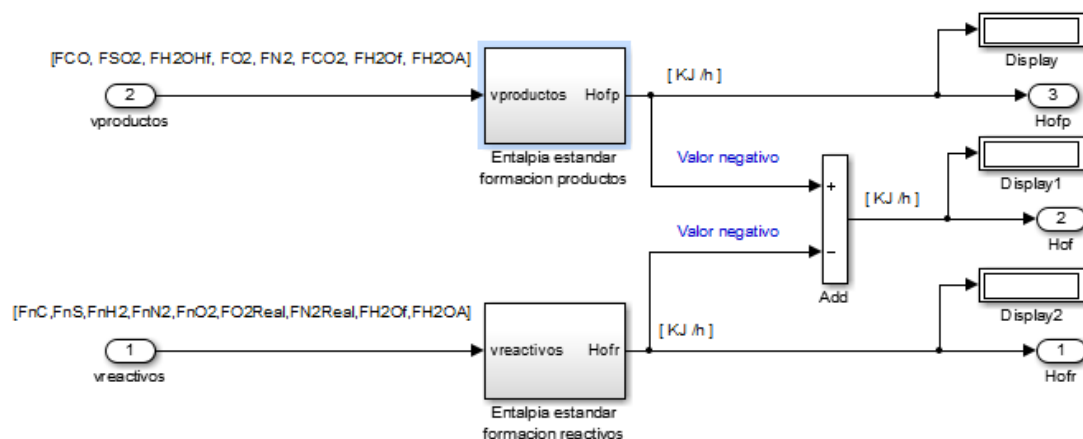


Figura 31. Módulo de entalpía de reacción por unidad de tiempo.

Las entalpía total por formación de la sustancia  $i$  por unidad de tiempo,  $\dot{H}_{f_i}^\circ$ , es el producto del caudal molar de la sustancia,  $\dot{n}_i$ , y la entalpía de formación de la sustancia  $h_{f_i}^\circ$ .

$$\dot{H}_{f_i}^\circ = \dot{n}_i \cdot h_{f_i}^\circ$$

Las entalpías de formación de sustancias básicas (sustancias que se encuentran en estado natural a 25°C) como el  $O_2$ ,  $H_2$ ,  $C$ ,  $S$ ,  $N_2$ ... son cero [9].

Los valores de entalpías de formación del resto de sustancias se han obtenido de [9] y se muestran en la Tabla 3.

Sustancia	$h_{f_i}^\circ \left[ \frac{KJ}{mol} \right]$
$H_2O$	-285.83
$CO_2$	-393.52
$CO$	-110.53
$SO_2$	-296.83

Tabla 3. Entalpías estándar de formación de diferentes sustancias.

Los signos negativos de dichas entalpías se deben al hecho de que las reacciones de formación de dichos compuestos son exotérmicas. El cálculo de la entalpía estándar de formación de los productos en Simulink puede verse en la Figura 32.

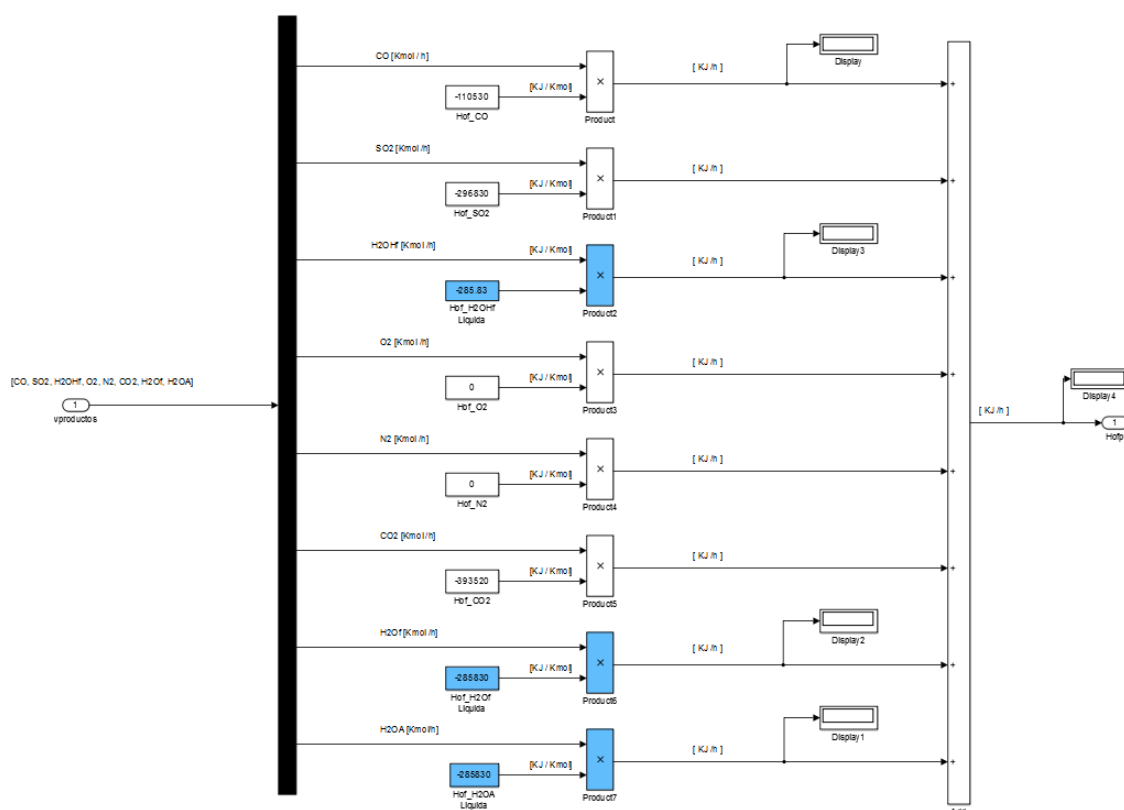


Figura 32. Cálculo de la entalpía de formación de los productos por unidad de tiempo.

### 7.2.2.2.3 Módulo de entalpía de salida de los productos.

En este módulo se realiza el cálculo de la entalpía de salida de los productos por unidad de tiempo, es decir, la energía térmica que poseerán los humos a su salida del horno, así como las pérdidas gaseosas del proceso (pérdidas debidas a la formación de CO en lugar de CO<sub>2</sub> en la combustión [13]).

Cabe señalar que estas pérdidas no computarán en el balance final pues el cálculo de la energía de reacción se hizo considerando la aportación energética de la formación del CO y CO<sub>2</sub> con sus respectivos caudales y entalpías de formación por separado y, por tanto, el descuento energético que ofrece la formación de CO va implícito en el valor de la entalpía de reacción. No obstante, se mostrará el valor de estas pérdidas a través de la expresión:

$$\text{Pérdidas gaseosas} = \dot{n}_{CO} \left( \left| \dot{h}_{f_{CO_2}}^\circ \right| - \left| \dot{h}_{f_{CO}}^\circ \right| \right)$$

El cálculo de la entalpía de salida de los productos es similar al realizado en los reactivos en base a los datos obtenidos en [9], sólo que con diferentes sustancias y diferentes saltos térmicos (temperatura de referencia,  $T_{ref}$ , a temperatura de salida de los humos, que será la del horno  $T_h$ ).

Recordemos que, la expresión del calor específico dependiente de la temperatura era:



$$c_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \left[ \frac{KJ}{Kmol K} \right]$$

Por tanto, para el producto  $i$ , la entalpía de salida por unidad de tiempo será:

$$\dot{H}_i = \int_{T_{ref}}^{T_h} \dot{n}_i \cdot c_{p_i} dT = \dot{n}_i \left[ a(T_{ent} - T_h) + b \frac{T_{ent}^2 - T_h^2}{2} + c \frac{T_{ent}^3 - T_h^3}{3} + d \frac{T_{ent}^4 - T_h^4}{4} \right]$$

Los valores de los parámetros  $a, b, c, d$  de los productos se presentan en la siguiente la Tabla 4.

Sustancia	a	b·10 <sup>3</sup>	c·10 <sup>6</sup>	d·10 <sup>9</sup>
CO	28.142	1.674	5.3682	-2.22
CO <sub>2</sub>	22.2426	59.77	-34.987	7.464
SO <sub>2</sub>	25.7615	57.908	-38.0878	8.6067
O <sub>2</sub>	25.46	15.192	-7.1506	1.3108
N <sub>2</sub>	28.883	-1.5703	8.0753	-2.8707
H <sub>2</sub> O	32.2175	1.922	10.548	-3.5928

Tabla 4. Parámetros de polinomios de calor específico molar de diferentes sustancias.

Cabe señalar que en el caso del agua procedente de la reacción del hidrógeno del combustible con el oxígeno del aire, así como el agua procedente de la humedad del combustible, es necesario añadir la energía asociada al cambio de fase que ambas. Por ello, la expresión a utilizar en cada una de ellas será:

$$\begin{aligned} \dot{H}_{H_2O} &= \dot{H}_{H_2O}^{T_{ref} \rightarrow 100^\circ C} + \dot{m}_{H_2O} \cdot h_{lv}^{H_2O} + \dot{H}_{H_2O}^{100^\circ C \rightarrow T_h} \\ &= \dot{m}_{H_2O} \cdot \left[ c_{p_{H_2O}} (373K - T_{ref}) + h_{lv}^{H_2O} + c_{p_{H_2O}} (T_h - 373K) \right] \end{aligned}$$

Donde  $h_{lv}^{H_2O}$  es el calor latente de vaporización del agua cuyo valor, a presión atmosférica, es  $2257 \frac{KJ}{kg} \left( \equiv 40626 \frac{KJ}{kmol} \right)$  [14].

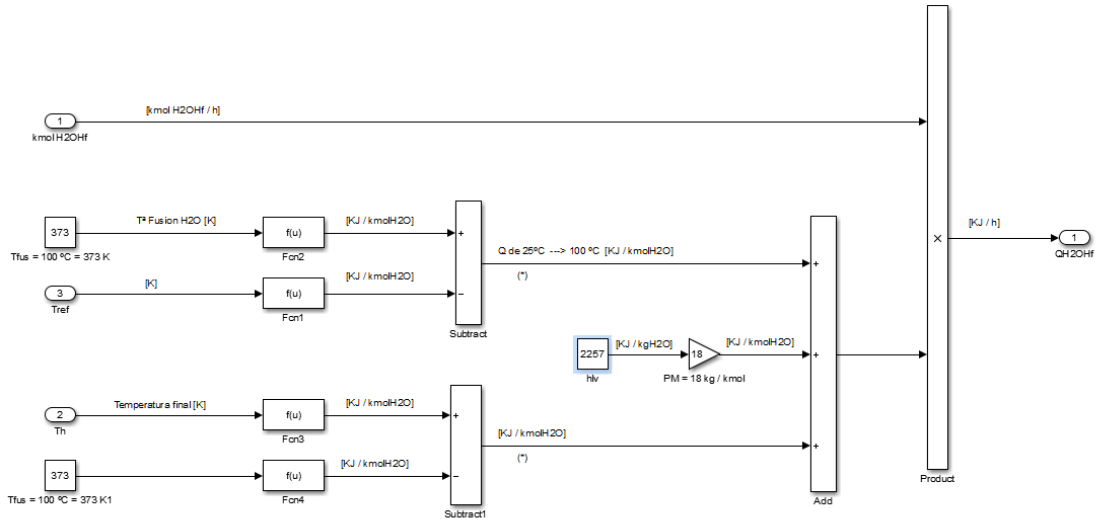


Figura 33. Cálculo de la entalpía de salida del agua procedente de la humedad del combustible.

#### 7.2.2.2.4 Módulo de pérdidas sólidas.

En este módulo se implementan las pérdidas energéticas debidas a la presencia de sólidos en los humos, es decir, pérdidas debidas a la existencia de carbono sin quemar y cenizas [13]. Al tratarse de sustancias sólidas, la energía que éstas lleven consigo no participará en el proceso de intercambio de calor por convección en el intercambiador de calor, el cual estudiaremos más adelante.

Las pérdidas debidas a las cenizas pueden calcularse como las debidas a la entalpía de salida de las mismas por unidad de tiempo, las cuales pueden calcularse como:

$$\text{Pérdidas por cenizas} = \dot{n}_{\text{cenizas}} \cdot c_{p_{\text{cenizas}}} \cdot (T_h - T_{ref})$$

En el caso del carbono inquemado, al salto de temperatura que experimenta dicho carbono a salida hay que descontarle el salto térmico que experimenta en la entrada:

*Pérdidas por inquemados*

$$\begin{aligned} &= (\dot{n}_{\text{Cinquemado}} \cdot c_{p_{\text{Cinquemado}}}) \cdot (T_h - T_{ref}) \\ &- (\dot{n}_{\text{Cinquemado}} \cdot c_{p_{\text{Cinquemado}}}) \cdot (T_{\text{entrada}}^{\text{combustible}} - T_{ref}) \\ &= (\dot{n}_{\text{Cinquemado}} \cdot c_{p_{\text{Cinquemado}}}) \cdot (T_h - T_{\text{entrada}}^{\text{combustible}}) \end{aligned}$$

Nota: Pudiera pensarse que habría que incluir el descuento energético que ofrece el hecho de la no formación de CO<sub>2</sub> a causa de la existencia de carbono que no reacciona pero en el cálculo de la entalpía de formación se hizo de forma neta, es decir, considerando solo la cantidad de carbono que reacciona.

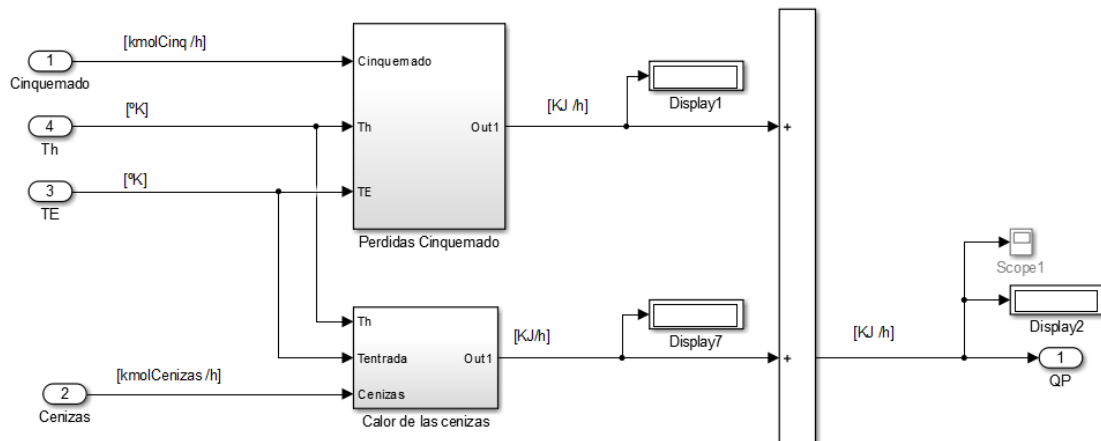


Figura 34. Cálculo de pérdidas sólidas.

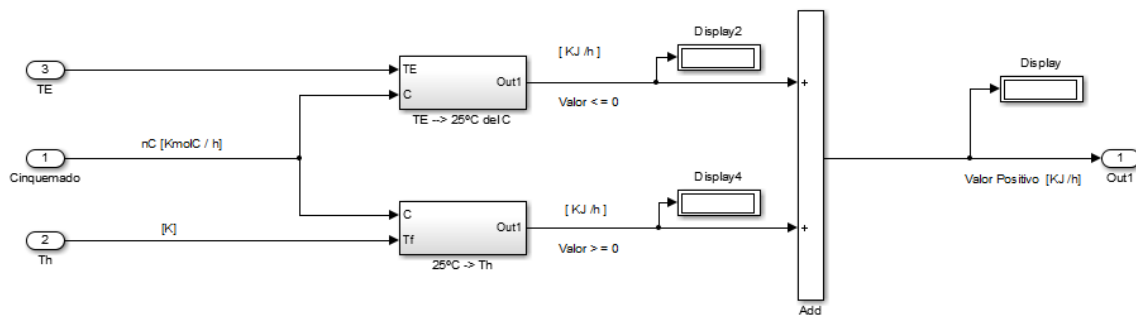


Figura 35. Cálculo de pérdidas sólidas debido a la presencia de carbono inquemado.

#### 7.2.2.2.5 Módulo de calor transmitido por radiación.

La potencia térmica transmitida por radiación es la intercambiada entre la llama (emisor) y las paredes del horno (receptor). Éste es un caso en el que una superficie pequeña (la de la llama) está rodeada por una superficie mucho mayor (las paredes del horno), encontrándose ambas a diferentes temperaturas. Tal como se explicó en el apartado de transferencia de calor, según [6], la irradiación se aproxima con la emisión de un cuerpo negro a la temperatura de la pared del horno. Suponiendo que se trata de una *superficie gris* ( $\alpha = \varepsilon$ ), y aproximando la temperatura de la llama a la de los humos (horno), podemos calcular la potencia calorífica transferida por radiación como:

$$\dot{Q}_{rad} = \sigma \cdot \varepsilon \cdot A_{llama} (T_h^4 - T_{pared}^4)$$

Donde  $\sigma$  es la constante de Stephan-Boltzmann,  $\varepsilon$  es la emisividad de la llama,  $A_{llama}$  es su área y  $T_h$  y  $T_{pared}$  son las temperaturas del horno (humos) y de la pared respectivamente, en Kelvin.

La constante de Stephan-Boltzmann tiene un valor de  $20.48 \cdot 10^{-8} \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot K^4}$ , mientras que el valor para la emisividad empleado en la simulación fue tomado de [5], a través de la gráfica que se muestra en la Figura 36.

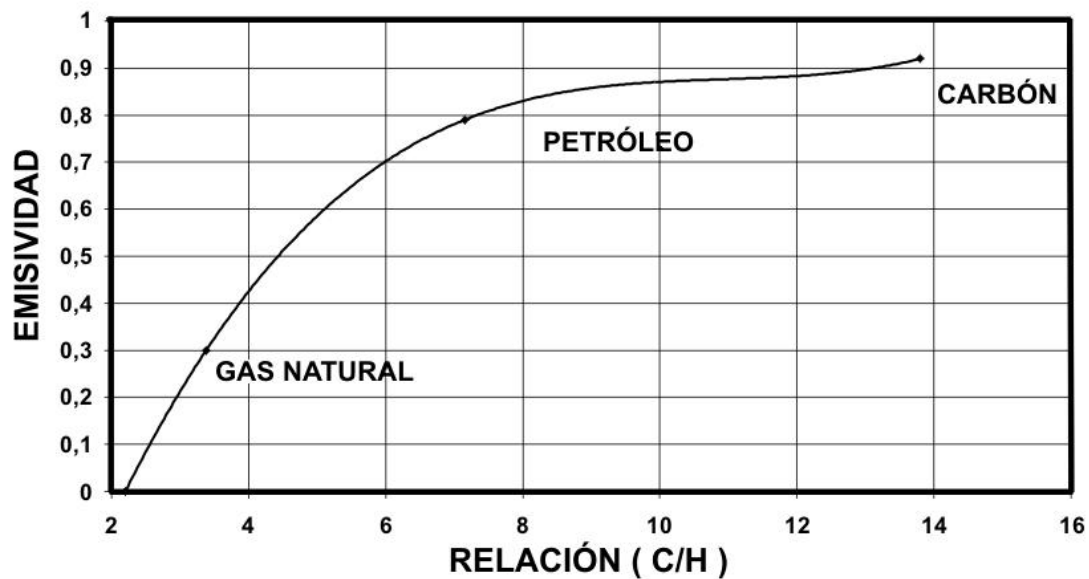


Figura 36. Gráfica de emisividad de llama frente a relación másica carbono/hidrógeno.  
Fuente: [5].

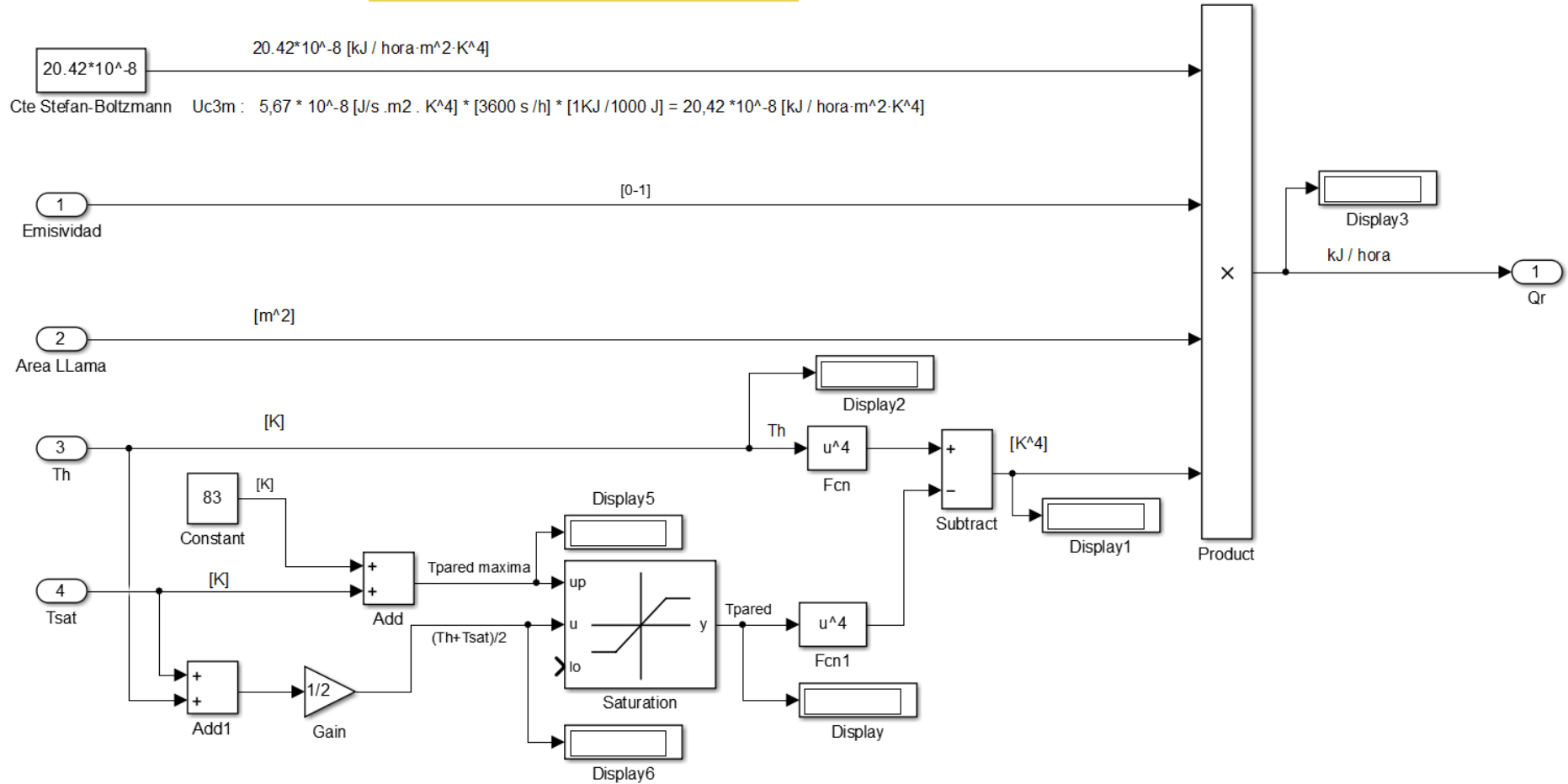
Para nuestro caso, habiendo seleccionado madera como combustible con unas proporciones en contenido másico del 50.2% en carbono y del 7% en hidrógeno, la relación carbono/hidrógeno es de 7.17 por lo que tomaremos una emisividad de la llama de 0.8.

La temperatura del horno es la incógnita de nuestro balance de energía, mientras que para la pared consideraremos una temperatura igual a la media entre la temperatura del horno y el agua a calentar (agua del calderín, en ebullición), acotándola a un valor máximo igual a la temperatura del agua más 83K (necesario en caso de que la temperatura del horno fuese baja):

$$T_{pared} < T_{H2O} + 83K$$

Esta cota se ha incluido en base a la recomendación de [15] que explica que un valor razonable de la temperatura de la superficie metálica se puede estimar sumando 150°F (incremento equivalente a 83.33K) a la máxima temperatura del fluido calentado. El cálculo del calor transferido por radiación implementado en Simulink es el mostrado en la Figura 37.

$$Q_r = [20.42 \cdot E \cdot \text{Emisividad} \cdot (T_h^4 - T_{\text{pared}}^4)] / [\text{kgf/h}]$$



- Se toma  $T_{\text{pared}}$  un poco superior a  $T^a$  del agua calderín =  $T_{\text{sat}}$  (agua ebulendo) [K] + 83 K (incremento de unos 83 °C)
- (Si la  $T^a$  del horno es muy baja hace  $T_{\text{pared}} = (T_h + T_{\text{sat}})/2$  (valor medio)

Figura 37. Módulo de calor transmitido por radiación.

#### 7.2.2.2.6 Cálculo de la temperatura del horno.

Tal como explicamos anteriormente, el balance energético del horno lo expresamos a través de la ecuación:

$$\dot{h}_{\text{reactivos}} + \dot{h}_{\text{reacción}} = \dot{h}_{\text{productos}} + \dot{Q}_{\text{rad}} + \text{Pérdidas}$$

Reordenando términos:

$$\dot{h}_{\text{reactivos}} + \dot{h}_{\text{reacción}} - \dot{h}_{\text{productos}} - \dot{Q}_{\text{rad}} - \text{Pérdidas} = 0$$

En donde los términos  $\dot{h}_{\text{productos}}$ ,  $\dot{Q}_{\text{rad}}$  y  $\text{Pérdidas}$  dependen de la temperatura del horno, será a partir de esta expresión y utilizando el bloque de *Algebraic Constraint* de Simulink como calcularemos la temperatura del horno, es decir, conoceremos la temperatura de salida de los humos.

#### 7.2.2.2.7 Módulo del cálculo del calor específico molar de los humos.

Este módulo realiza el cálculo del calor específico molar de los humos húmedos. Al tratarse los humos de una mezcla de gases ideales, podemos calcular el calor específico molar de los humos, de acuerdo con [4], a través de la expresión:

$$c_{p_{\text{humos}}} = \sum_i X_{n_i} \cdot c_{p_i}$$

Donde  $X_{n_i}$  es la fracción molar del producto  $i$  y  $c_{p_i}$  su calor específico molar que, como vimos anteriormente, hallamos a través de la expresión obtenida de [9]:

$$c_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Donde los parámetros  $a, b, c, d$  toman diferentes según el producto en cuestión y cuyos valores se muestran en la Tabla 4.

El módulo implementado en Simulink para hallar el calor específico molar de los humos es el mostrado en la Figura 38.

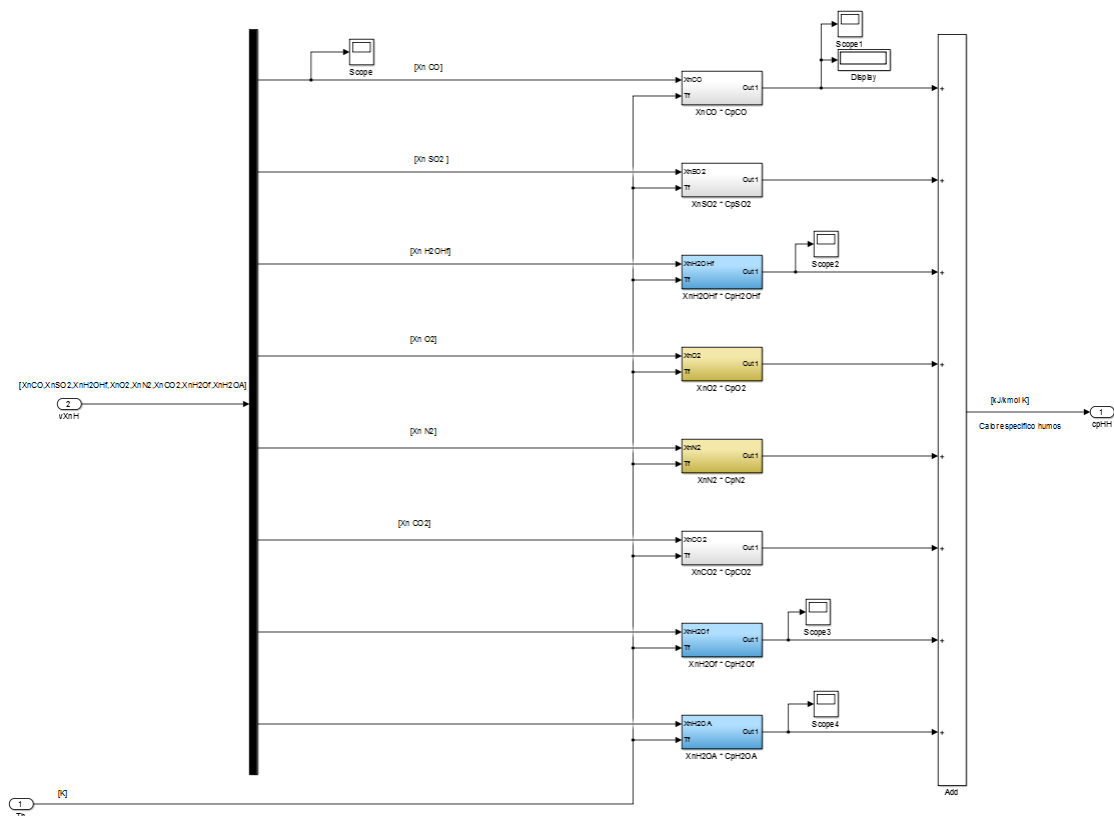


Figura 38. Módulo de cálculo del calor específico molar de los humos.

Como ejemplo de cálculo en Simulink del calor específico de un producto, la Figura 39 muestra el ejemplo del CO.

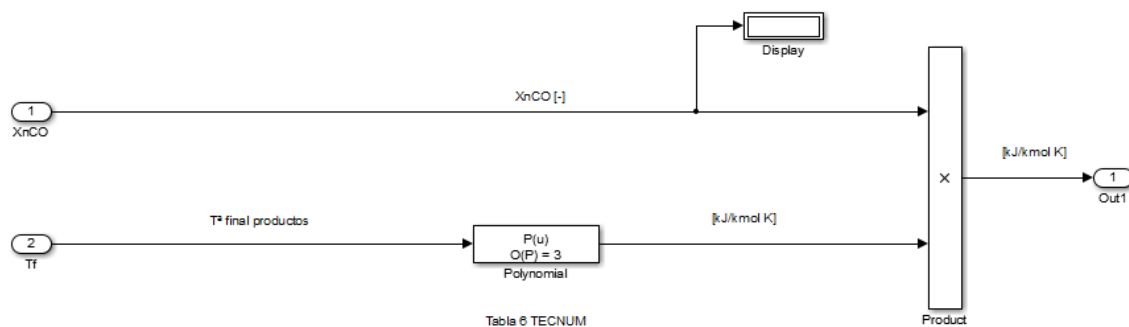


Figura 39. Cálculo del calor específico molar del CO.

#### 7.2.2.2.8 Módulo del cálculo de la temperatura de rocío del vapor de agua.

La temperatura del punto de rocío de una mezcla gas-vapor<sup>2</sup> es la temperatura de saturación del vapor de agua correspondiente a su presión parcial. Por ello, primero calcularemos la presión parcial del agua de los productos de acuerdo con [11]:

$$X_{n_{H_2O}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{TOTAL}}$$

<sup>2</sup> Obsérvese que al estudiar el punto de condensación del vapor de los humos húmedos hablamos de mezcla gas-vapor y no de mezcla de gases de ideales como hicimos en el cálculo de propiedades anteriores.

Donde  $X_{n_{H_2O}}$  denota la presión parcial del agua de los productos,  $P_{H_2O}$  su presión parcial y  $P_{TOTAL}$  la presión total de la mezcla, en nuestro caso los humos estarán a la presión atmosférica. De esta expresión deducimos pues:

$$P_{H_2O} = X_{n_{H_2O}} \cdot P_{TOTAL}$$

Conociendo la presión parcial del agua de los productos podemos hallar su temperatura de rocío a dicha presión haciendo uso de valores tabulados. Los valores han sido obtenidos de las tablas que algunos de los desarrolladores de modelos térmicos de Matlab utilizan (tal como mencionan en [http://es.mathworks.com/matlabcentral/newsreader/view\\_thread/287610.html](http://es.mathworks.com/matlabcentral/newsreader/view_thread/287610.html)) y que se encuentran en [16]. Dichos valores se han implementado en una tabla en este módulo, el cual puede verse en la Figura 40.

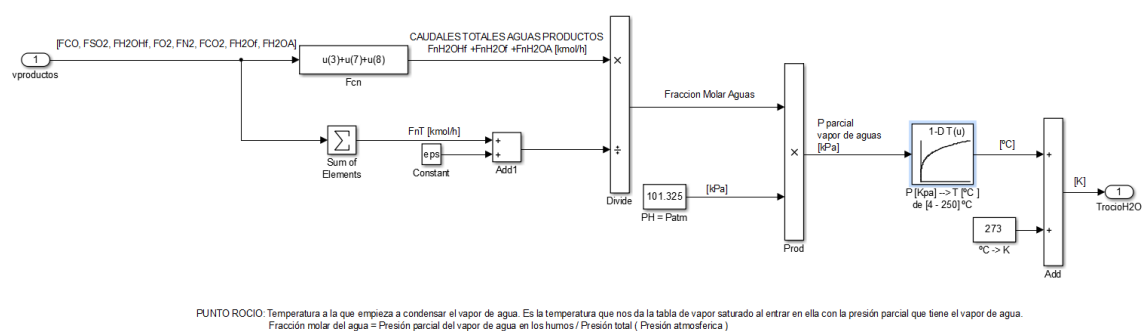


Figura 40. Módulo del cálculo de la temperatura de rocío del vapor de agua.

## 7.3. Modelo de intercambio de calor por convección.

### 7.3.1 Introducción.

En el modelo del intercambio convectivo se implementa el intercambio de calor por convección entre humos y agua producido en el intercambiador de calor, que es de carcasa y tubos con flujos a contracorriente. Recordemos que nuestra caldera es de tipo piro-tubular y, por tanto, los humos circularán por el interior de los tubos y el agua se encontrará en su exterior. La función principal del módulo es la de suministrar la potencia térmica intercambiada por convección entre humos y agua del calderín, así como la temperatura de salida de los humos.



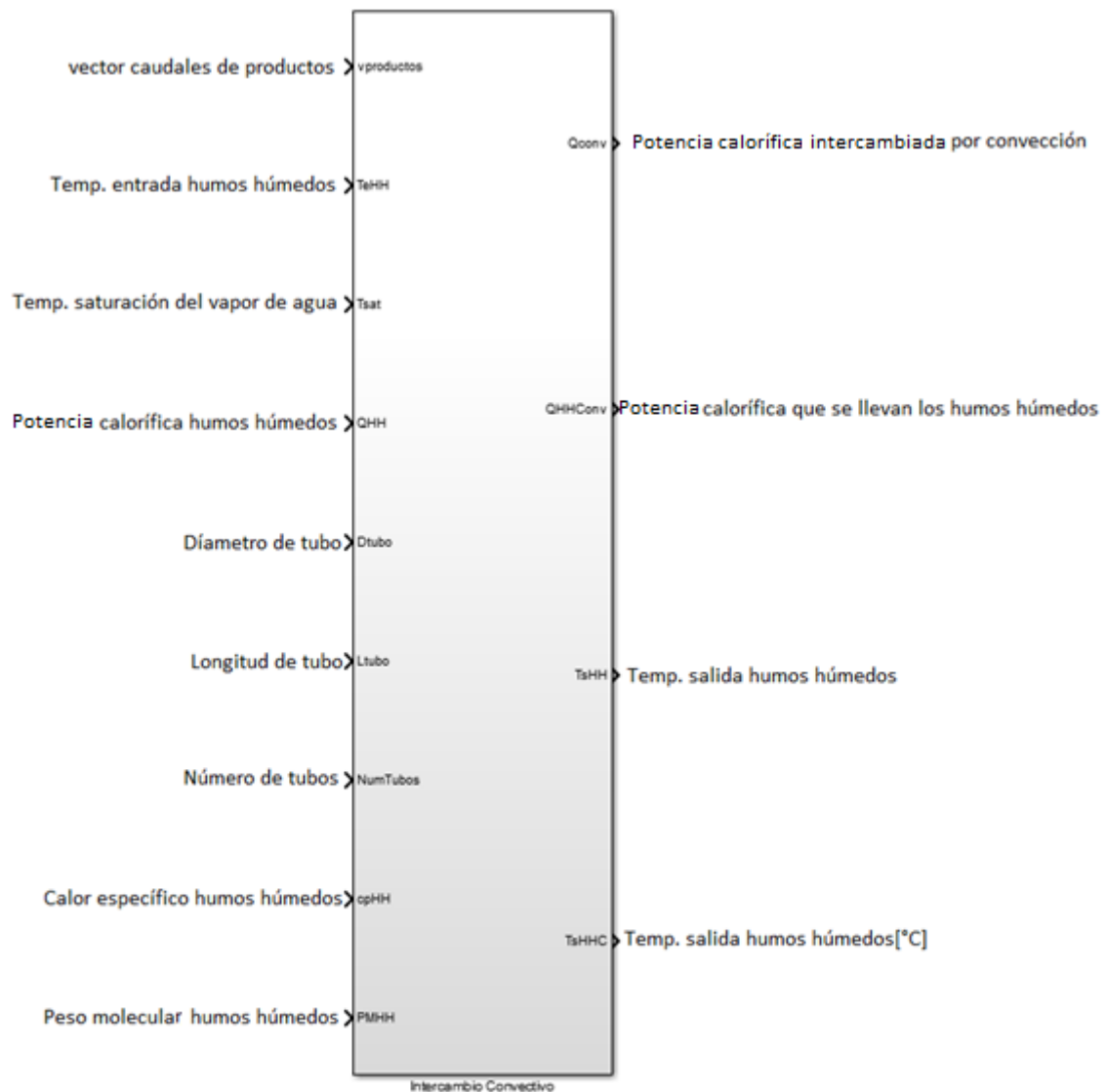


Figura 41. Módulo de intercambio convectivo.

La Figura 41 muestra las entradas y salidas de este módulo.

#### Entradas del módulo:

- **Vector de caudales de productos (vproductos):** Caudales molares en kilomoles/hora de los humos húmedos.
- **Temperatura de entrada de humos húmedos (TeHH):** Temperatura, en Kelvin, que poseen los humos en su entrada al intercambiador.
- **Temperatura de saturación del vapor de agua (Tsat):** Temperatura de saturación del agua en ebullición del calderín, en Kelvin.
- **Potencia calorífica de humos húmedos (QHH):** Entalpía por unidad de tiempo, en kilojulios/hora, de entrada de los humos húmedos en el intercambiador de calor.
- **Diámetro de tubo (Dtubo):** Diámetro, en metros, que poseen los tubos del intercambiador.

- **Longitud de tubo (LTubo):** Longitud total, en metros, que recorren los humos en un tubo del intercambiador (adición de todos los metros recorrido por paso).
- **Número de tubos (NumTubos):** Número de tubos en el intercambiador.
- **Calor específico de humos húmedos (cpHH):** Calor específico de los humos húmedos en  $\frac{KJ}{K \cdot Kmol}$
- **Peso molecular de humos húmedos (PMHH):** Peso molecular de los humos húmedos en  $\frac{kg}{Kmol}$ .

#### Salidas del módulo:

- **Potencia calorífica intercambiada por convección (Qconv):** Potencia calorífica intercambiada por convección en  $\frac{KJ}{h}$ .
- **Potencia calorífica que se llevan los humos húmedos (QHHconv):** Entalpía por unidad de tiempo de salida del intercambiador de los humos húmedos (tras realizar el intercambio de calor), en  $\frac{KJ}{h}$
- **Temperatura de salida de humos húmedos (TsHH):** Temperatura, en Kelvin, que poseen los humos húmedos a la salida del intercambiador.
- **Temperatura de salida de humos húmedos en °C (TsHHC):** Temperatura, en grados centígrados, que poseen los humos húmedos a la salida del intercambiador.

### 7.3.2. Módulo implementado.

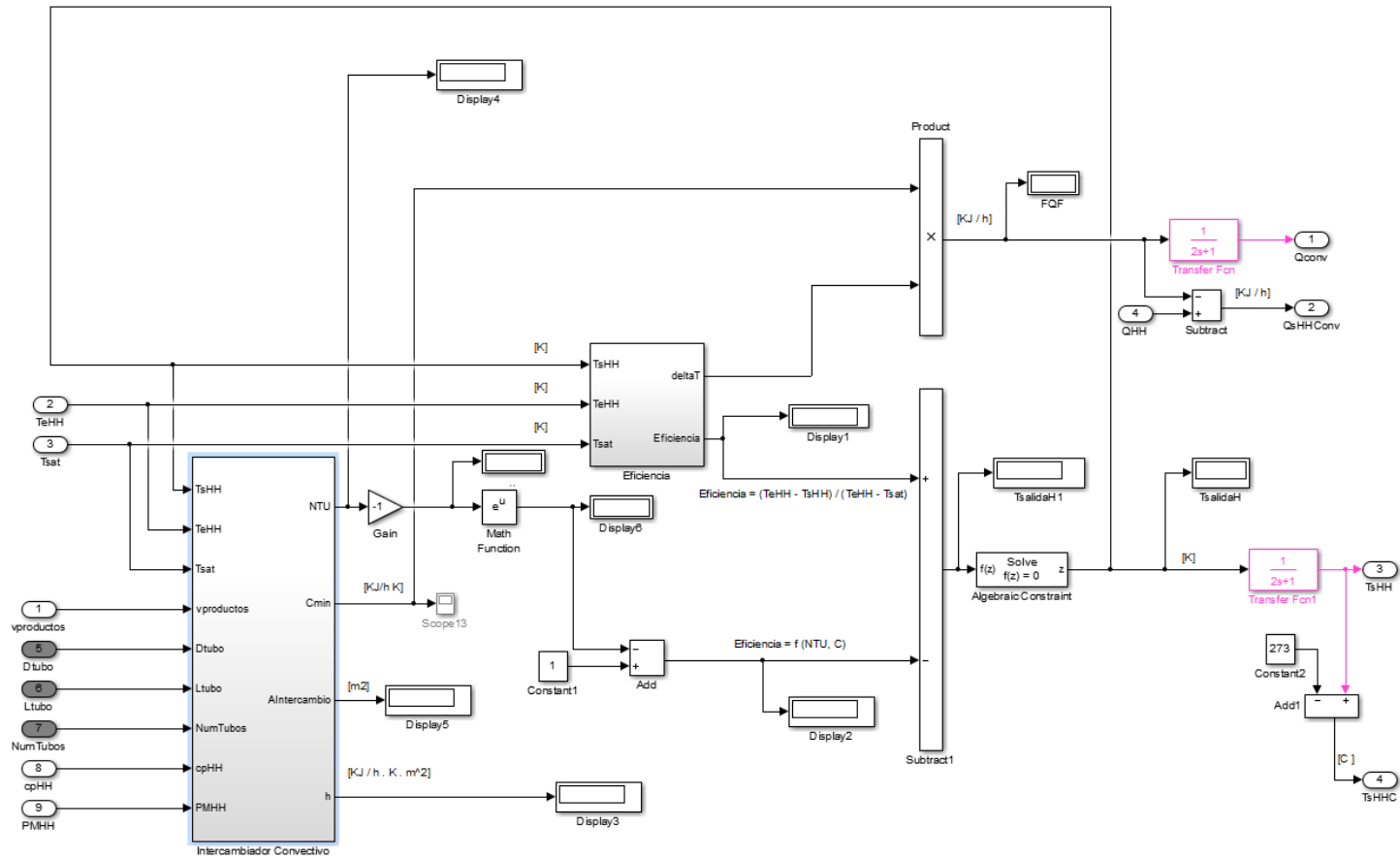


Figura 42. Vista general del módulo de intercambio convectivo.

El módulo, mostrado en la Figura 42, está compuesto por:

- Módulo intercambiador convectivo, en el que se realiza el análisis del intercambiador por el método NTU.
- Módulo de cálculo de eficiencia del intercambiador. Que calculará la eficiencia a través de la expresión (ya demostrada):

$$\varepsilon = \frac{|T_E - T_S|_{max}}{(T_{EC} - T_{EF})}$$

- Cálculo de potencia térmica intercambiada por convección y de la temperatura de salida de los humos.

### **7.3.2.1. Módulo de intercambiador convectivo.**

Este módulo (Figura 43) se encarga de los cálculos necesarios en el análisis del intercambiador. Proporciona el área de intercambio de calor y los parámetros adimensionales del intercambiador: número de unidades de transmisión (NTU) y capacidad calorífica del fluido con menor inercia térmica, que en nuestro caso son los humos como se demostrará más adelante.

Este módulo se compone de:

- Módulo de geometría de los tubos.
- Módulo de propiedades de los humos.
- Módulo de correlación para el número de Nusselt.

Recordemos que en análisis NTU del intercambiador, para una geometría tubular sin aletas de área interior  $A_i$ , con radio interior  $r_i$ ; área exterior  $A_e$ , con radio exterior  $r_e$ ; y longitud  $L$ ; despreciando las resistencias térmicas que ofrece el ensuciamiento, teníamos:

$$UA = \frac{1}{R_{conv_{int}} + R_{cond} + R_{conv_{ext}}} = \frac{1}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_i}\right)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_e A_e}}$$

Donde  $U$  es el coeficiente global de transmisión,  $A$  es el área de intercambio de calor,  $h_i$  y  $h_e$  son los coeficientes de convección en las superficies interior y exterior respectivamente, y  $k$  es la conductividad térmica del tubo que separa los fluidos.

Las tuberías de nuestro intercambiador serán metálicas y, por tanto, la resistencia ofrecida por la conducción puede considerarse despreciable frente a las resistencias por convección. Por tanto:

$$UA \cong \frac{1}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{1}{h_e A_e}}$$

Considerando  $A \cong A_{int} \cong A_{ext}$  y en el interior de los tubos circularán los humos y el agua en ebullición se encontrará en el exterior de los mismos, tenemos que:

$$U \cong \frac{1}{\frac{1}{h_{humos}} + \frac{1}{h_{H2O}}}$$

Si observamos los valores de los coeficientes de transferencia de calor por convección, el de los humos rara vez excede de  $180 \frac{W}{m^2 K}$ , mientras que el del agua en ebullición es del orden de  $50000 \frac{W}{m^2 K}$  [17], es decir:

$$h_{humos} \ll h_{H2O} \Rightarrow \frac{1}{h_{humos}} + \frac{1}{h_{H2O}} \cong \frac{1}{h_{humos}}$$

Por tanto, el valor del coeficiente global del intercambiador puede aproximarse al coeficiente de transferencia de calor por convección de los humos que circulan por el interior de los tubos:

$$U \cong h_{humos}$$

Por lo que, el número de unidades de transmisión será obtenido con la expresión:

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}} = \frac{h_{humos} \cdot A}{C_{min}}$$

Donde  $C_{min}$  representa la capacidad calorífica del fluido de menor inercia térmica. Para decidir cuál de los dos fluidos es el de menor inercia térmica, atendamos al hecho de que la capacidad calorífica se define como la cantidad energía que hay aportar a una determinada cantidad de materia de una sustancia para elevar su temperatura en una unidad:

$$C = \frac{Q}{\Delta T}$$

Y que, dado que el agua se encuentra en ebullición, el calor que absorbe el agua es destinado al cambio de fase y no a la variación de su temperatura ( $\Delta T = 0$ ); por tanto, podemos afirmar que la capacidad calorífica del agua en ebullición es mucho mayor que la capacidad calorífica de los humos, es decir, los humos serán el fluido de menor inercia térmica.

$$C_{min} = C_{humos}$$

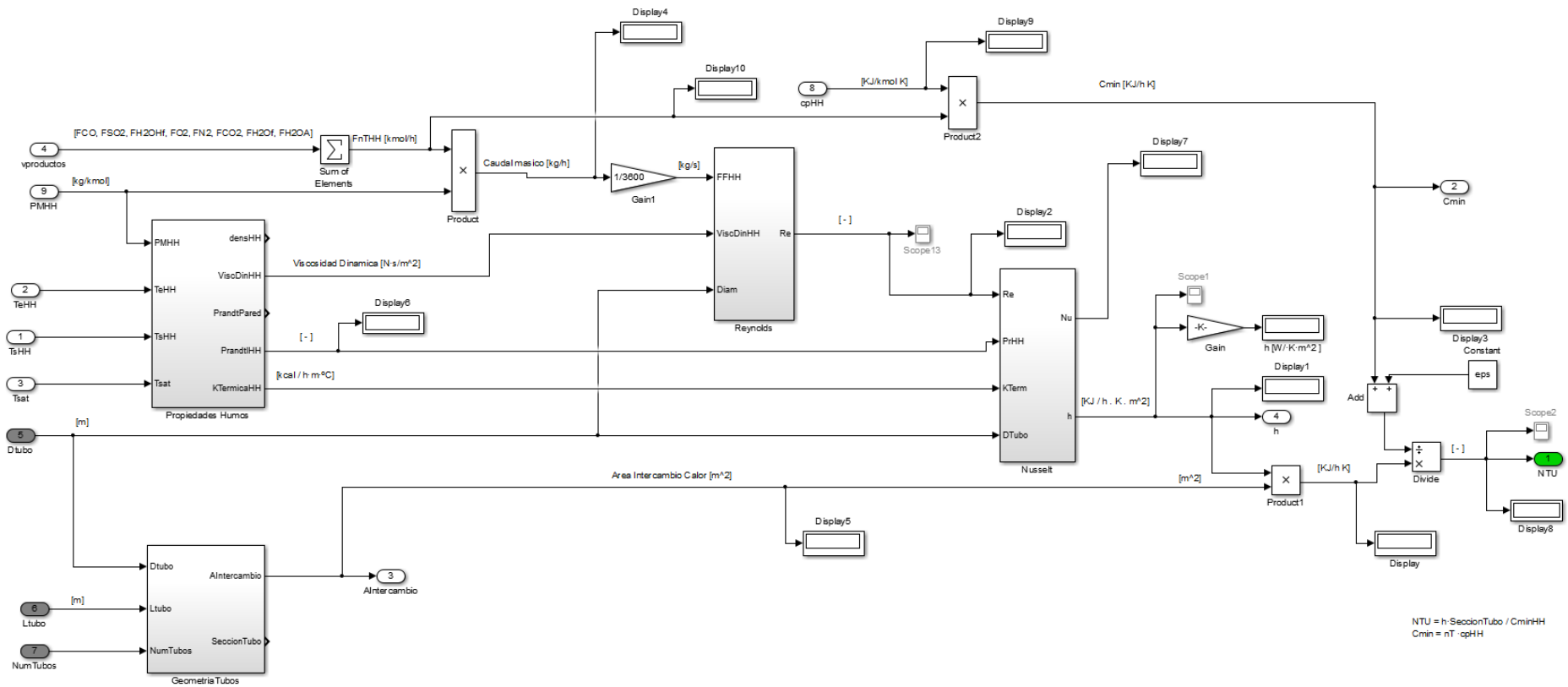


Figura 43. Módulo del intercambiador convectivo.

### 7.3.2.1.1 Módulo de geometría de los tubos.

Este módulo se encarga del cálculo de las geometrías útiles del intercambiador, especialmente el área de intercambio de calor. Su implementación en Simulink puede observarse en la Figura 44.

A efectos de cálculo del área de intercambio de calor, no se necesita saber el número de pasos por carcasa y tubo ya que en la expresión utilizada se introducirá el parámetro *longitud de tubo* que incluye la longitud añadida de todos los pasos, es decir, el producto de la longitud de un paso por el número de pasos.

$$A = NumTubos * \pi L D$$

Donde *NumTubos* es el número de tubos en el intercambiador, *L* es la longitud total de tubo y *D* el diámetro de tubo, ambos en metros.

Además, entrega la sección del tubo, si está quisiera conocerse, a través de la expresión:

$$S = \pi \frac{D^2}{4}$$

Donde *S* es la sección de tubo en m<sup>2</sup>.

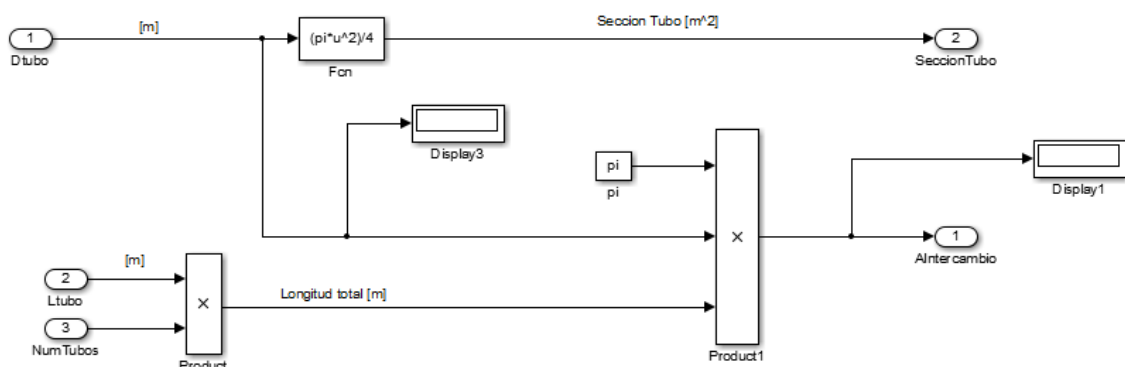


Figura 44. Módulo de geometría de tubos.

### 7.3.2.1.2 Módulo de propiedades de los humos.

Este módulo (cuya implementación se muestra en la Figura 45) es el encargado de calcular las propiedades del flujo de humos, útiles en el uso de la correlación para el número de Nusselt con la que se obtendrá el coeficiente de transferencia de calor por convección de los humos. Conocidos el peso molecular y el calor específico (calculados en el bloque del horno), las propiedades a calcular serán:

- Conductividad térmica.
- Viscosidad dinámica.
- Densidad.
- Número de Prandtl.
- Número de Reynolds (calculado en subsistema separado).

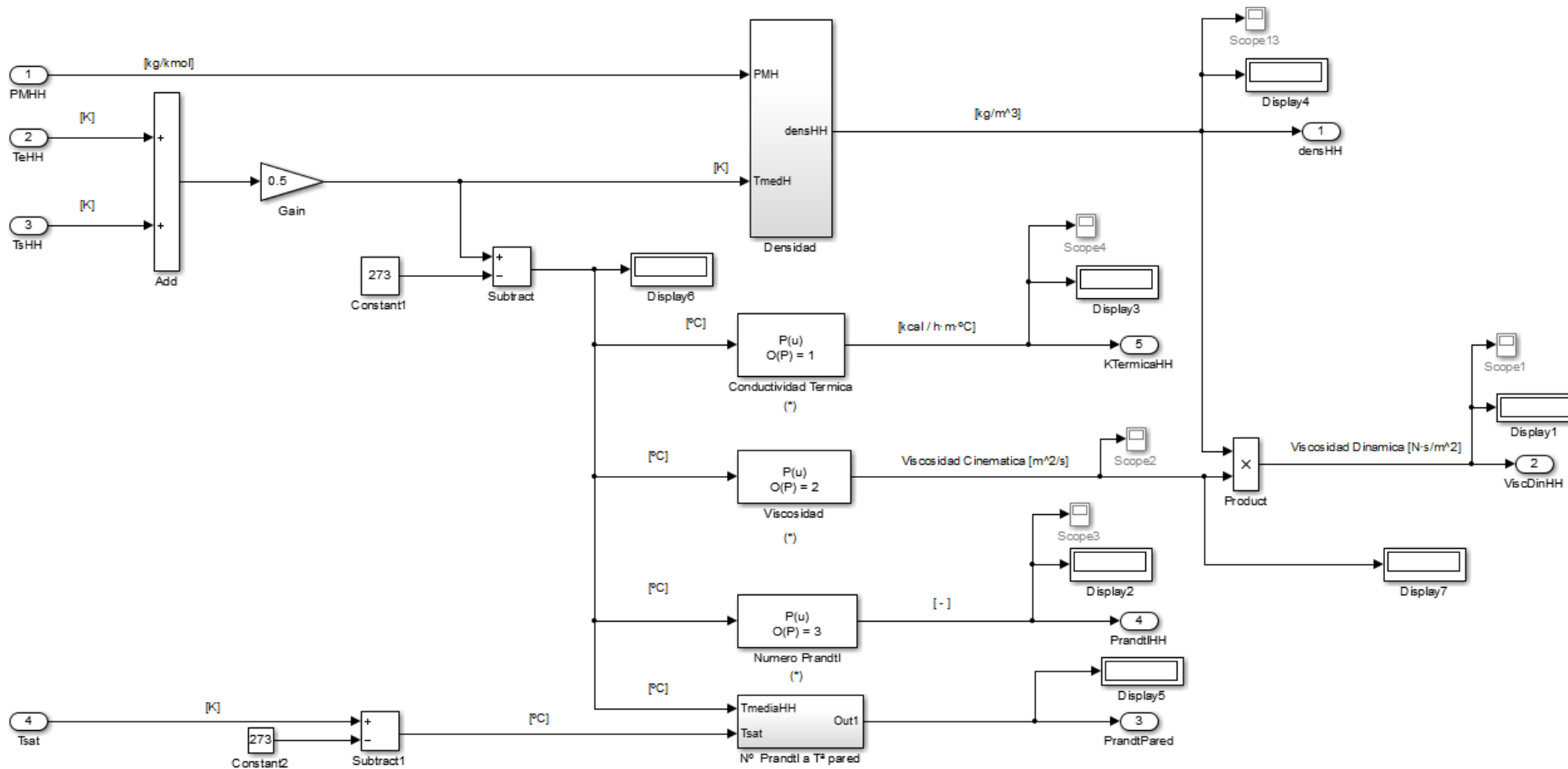


Figura 45. Módulo de propiedades de los humos.



Los humos son una composición de gases cuyas propiedades serán función de la temperatura. En nuestro modelo, la temperatura considerada en la evaluación de sus propiedades será la temperatura media entre la temperatura de entrada y la de salida de los humos en el intercambiador.

### Cálculo de densidad.

Considerando los humos una mezcla de gases ideales podemos hallar la densidad a través de la siguiente expresión<sup>3</sup>:

$$\rho = \frac{P \cdot \mu}{R \cdot T}$$

Donde  $\rho$  es la densidad de los humos en  $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$ ,  $P$  es la presión de los humos (atmosférica) en kilopascales,  $\mu$  es el peso molar de los humos en  $\frac{kg}{kmol}$ ,  $T$  es la temperatura media de los humos en Kelvin y  $R$  es la constante universal de los gases,  $8.3143 \left[\frac{KJ}{kmol \cdot K}\right]$ . La implementación de dicha expresión es mostrada en la Figura 46.

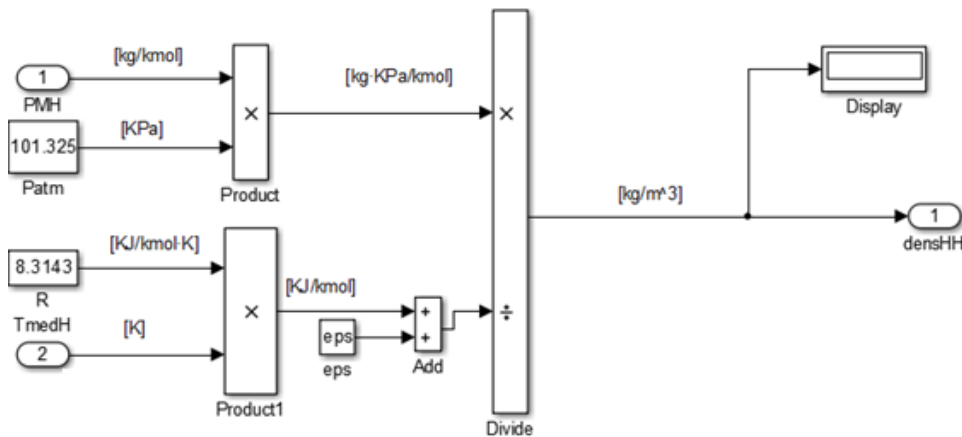


Figura 46. Cálculo de densidad.

<sup>3</sup>  $P \cdot V = n \cdot R \cdot T = \frac{m}{\mu} \cdot R \cdot T \Rightarrow P = \frac{m}{V} \cdot \frac{R \cdot T}{\mu} = \rho \cdot \frac{R \cdot T}{\mu} \Rightarrow \rho = \frac{P \cdot \mu}{R \cdot T}$

### Cálculo de conductividad térmica, viscosidad dinámica y número de Prandtl.

La conductividad térmica, viscosidad cinemática (no dinámica) y número de Prandtl emplearemos expresiones que han sido obtenidas de tablas proporcionadas por el Departamento de Ingeniería de *Urbaser S.A.* y que son polinomios de la forma:

$$aT^3 + bT^2 + cT + d$$

Donde  $a, b, c, d$  son parámetros que tendrán diferentes valores en función de la propiedad a calcular (Tabla 5) y  $T$  es la temperatura media de los humos en °C.

Propiedad	a	b	c	d
Conductividad térmica $\left[\frac{kcal}{h \cdot m \cdot ^\circ C}\right]$	0	0	0.000074046384638	0.019463401140114
Viscosidad cinemática $\left[\frac{m^2}{s}\right]$	0	$0.000000628631651 \cdot 10^{-4}$	$0.001015083451202 \cdot 10^{-4}$	$0.101353294109723 \cdot 10^{-4}$
Nº Prandtl	-0.000000000109780	0.000000235793857	-0.000258415591369	0.712685698965151

Tabla 5. Parámetros de polinomios de propiedades de flujos.

El cálculo de la viscosidad dinámica se hace conociendo la viscosidad cinemática y la densidad:

$$Viscosidad \text{ cinemática } \left[\frac{N \cdot s}{m^2}\right] = Densidad \cdot Viscosidad \text{ dinámica}$$

### Cálculo del número de Reynolds.

Sabiendo que los humos circulan por el interior de los tubos, el número de Reynolds se calcula a través de la expresión que podemos encontrar en [6]:

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m}_{HH}}{\pi D \mu}$$

Donde  $Re$  es el número de Reynolds,  $\dot{m}_{HH}$  es el caudal de humos húmedos,  $D$  es el diámetro de los tubos y  $\mu$  es la viscosidad dinámica. La implementación de dicha expresión puede verse en la Figura 47.

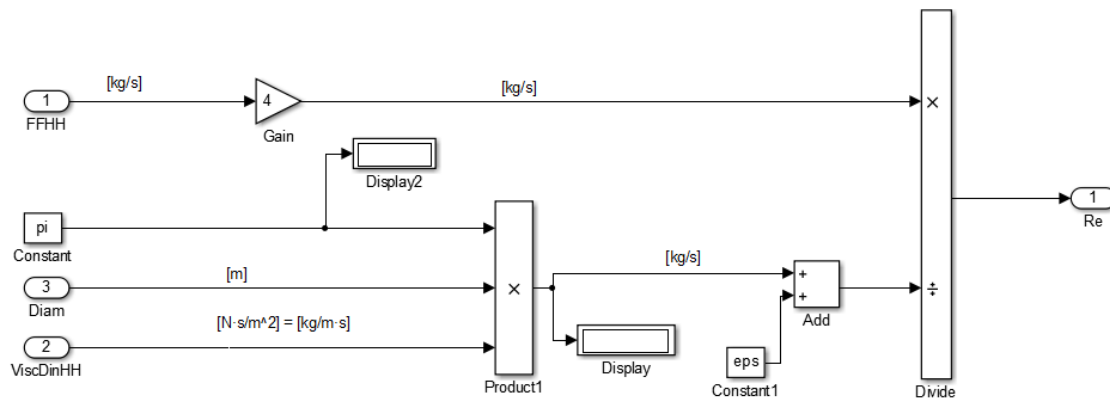


Figura 47. Cálculo número de Reynolds.

#### 7.3.2.1.3 Módulo de correlación para el número de Nusselt.

Según [18] la correlación para convección a utilizar en el caso de un flujo interno con condiciones  $0.6 < Pr < 1600$  y  $\frac{L}{D} \gg 10$  (condiciones que han de cumplirse siempre en las simulaciones sobre nuestro modelo) es la siguiente:

$$Nu_D = 0.023 Re^{0.8} Pr^n$$

Donde  $Nu_D$  es el número de Nusselt para la longitud característica  $D$  (diámetro del tubo),  $Re$  es el número de Reynolds,  $Pr$  es el número de Prandtl y  $n$  es un parámetro que adquiere valor 0.3 para el caso en el que el fluido interno ceda calor (nuestro caso).

A través del número de Nusselt se procederá a la obtención del coeficiente de transferencia de calor por convección del flujo interno de los humos,  $h$ :

$$h = \frac{Nu_D \cdot k}{D}$$

Donde  $k$  es la conductividad térmica de los humos.

El módulo encargado de realizar los cálculos en base a dicha correlación es el mostrado en la Figura 48.

Conocido el coeficiente de transferencia de calor por convección de los humos, el cálculo del número de unidades de transmisión, NTU, se hará posteriormente a través de la expresión:

$$NTU = \frac{h_{humos}}{C_{humos}}$$

Como ya se demostró antes.

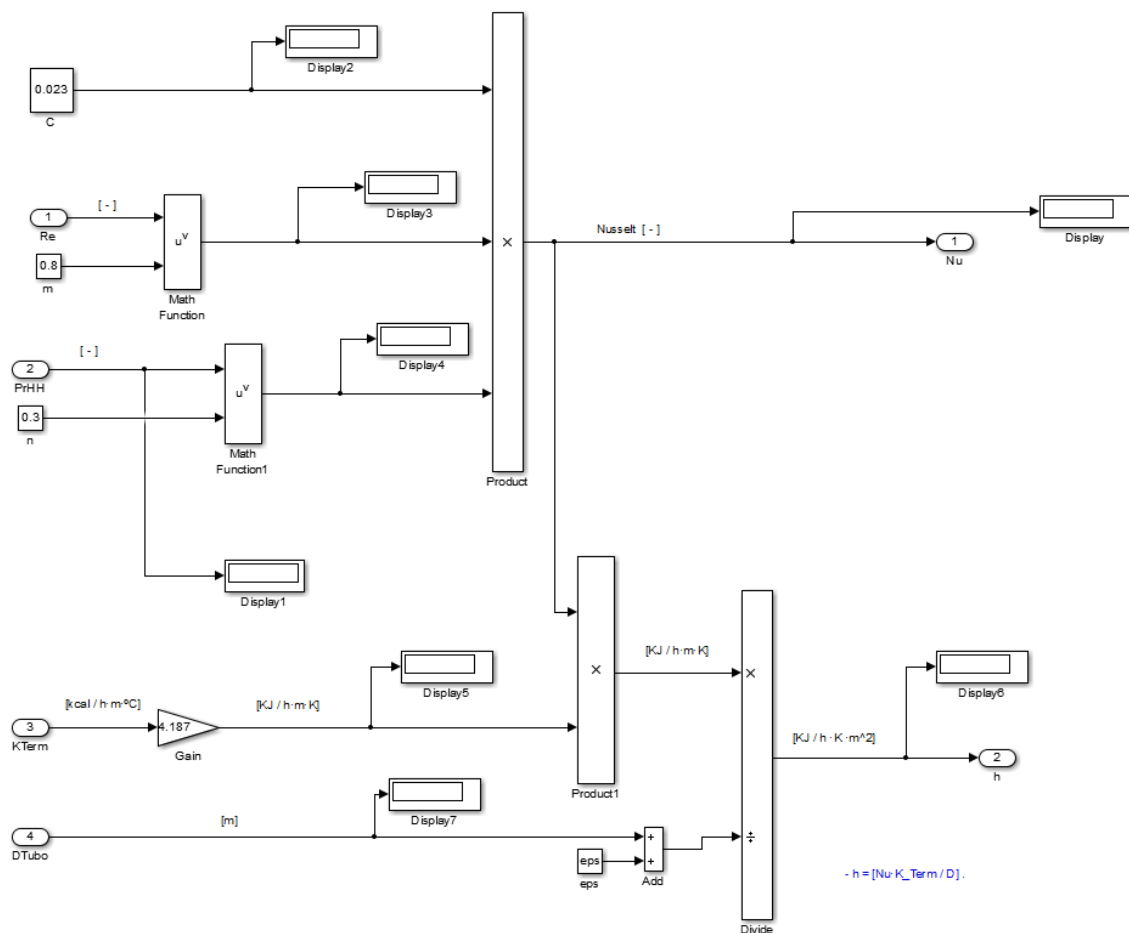


Figura 48. Módulo correlación para el número de Nusselt.

### 7.3.2.2. Módulo de cálculo de eficiencia del intercambiador.

En proporciona la eficiencia del intercambiador a través de la expresión ya demostrada:

$$\varepsilon = \frac{|T_E - T_S|_{max}}{(T_{EC} - T_{EF})}$$

Donde  $|T_E - T_S|_{max}$  es la diferencia de temperaturas del fluido de menor inercia térmica (los humos, como ya se demostró). Recordemos que  $T_{EC}$  es la temperatura de entrada del fluido caliente (humos) y  $T_{EF}$  la temperatura de entrada del fluido frío (temperatura de saturación del agua, pues se encuentra en ebullición). La Figura 49 muestra la implementación en Simulink de dicha expresión.

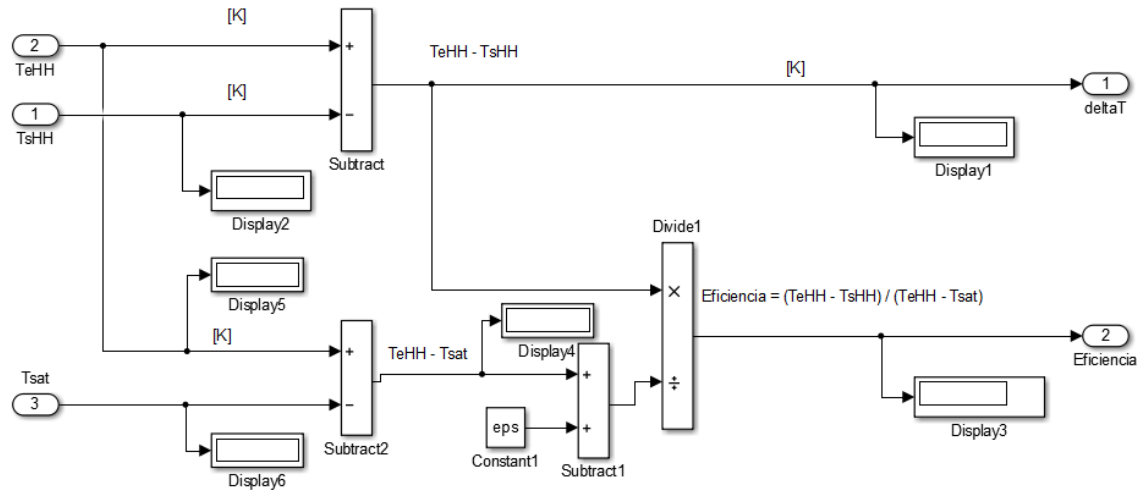


Figura 49. Módulo de cálculo de eficiencia de intercambiador.

### 7.3.2.3. Cálculo de la potencia térmica intercambiada por convección y de la temperatura de salida de los humos.

Como ya se demostró anteriormente, la capacidad calorífica del agua en ebullición es mucho mayor que la de los humos, esto hará que la relación de capacidades caloríficas de ambos fluidos,  $C_r = \frac{C_{humos}}{C_{H_2O}}$ , sea cero.

Atendiendo a este hecho y disponiendo del valor de NTU, obtendremos la eficiencia del intercambiador a través de la expresión que la relaciona con dichos parámetros. Atendiendo a [18], para el caso en el que algún fluido se encuentre en cambio de fase, está expresión es:

$$NTU = -\ln(1 - \varepsilon)$$

De donde despejando la eficiencia se tiene:

$$\varepsilon = 1 - e^{-NTU}$$

Por tanto, para la temperatura de salida de los humos será obtenida a través de la ecuación que iguala las eficiencias:

$$\varepsilon = 1 - e^{-NTU} = \frac{|T_E - T_S|_{max}}{(T_{EC} - T_{EF})}$$

En nuestro caso:

$$\begin{aligned}\varepsilon = 1 - e^{-NTU} &= \frac{T_{entrada}^{humos} - T_{salida}^{humos}}{T_{entrada}^{humos} - T_{sat}^{agua}} \Rightarrow \\ \Rightarrow \frac{T_{entrada}^{humos} - T_{salida}^{humos}}{T_{entrada}^{humos} - T_{sat}^{agua}} - (1 - e^{-NTU}) &= 0\end{aligned}$$

Será a través de esta ecuación como obtendremos la temperatura de salida de los humos a través de métodos iterativos (bloque *Algebraic Constraint* de Simulink).

Por otro lado, el calor por convección intercambiado será:

$$\dot{Q}_{conv} = C_{humos} \cdot (T_{entrada}^{humos} - T_{salida}^{humos})$$

## 7.4 Modelo de calderín.

### 7.4.1. Introducción.

En el modelo se implementa el funcionamiento de un calderín a partir de balances de materia y energía macroscópicos en el mismo. En dicho modelo, se considera la producción de vapor (fluido caloportador), necesaria para abastecer una hipotética demanda, a partir de un caudal de entrada de agua y un calor suministrado a la misma. Su punto de operación será estudiado a partir del nivel de agua y la presión en su interior. Una simplificación impuesta en este modelo es la de considerar la geometría del calderín prismática y considerar la superficie sobre la que se eleva el agua en el mismo igual a  $1 \text{ m}^2$ , pues se ha considerado innecesario el cálculo de dicha área para entender el proceso de generación de vapor que es lo que el desarrollo de este modelo pretendía. No obstante, en Apéndice C., se muestra el cálculo que debería realizarse para hallar el nivel de agua en el caso de un calderín cilíndrico horizontal sin dimensiones concretas (el diámetro y longitud del cilindro deberían ser entradas del sistema).

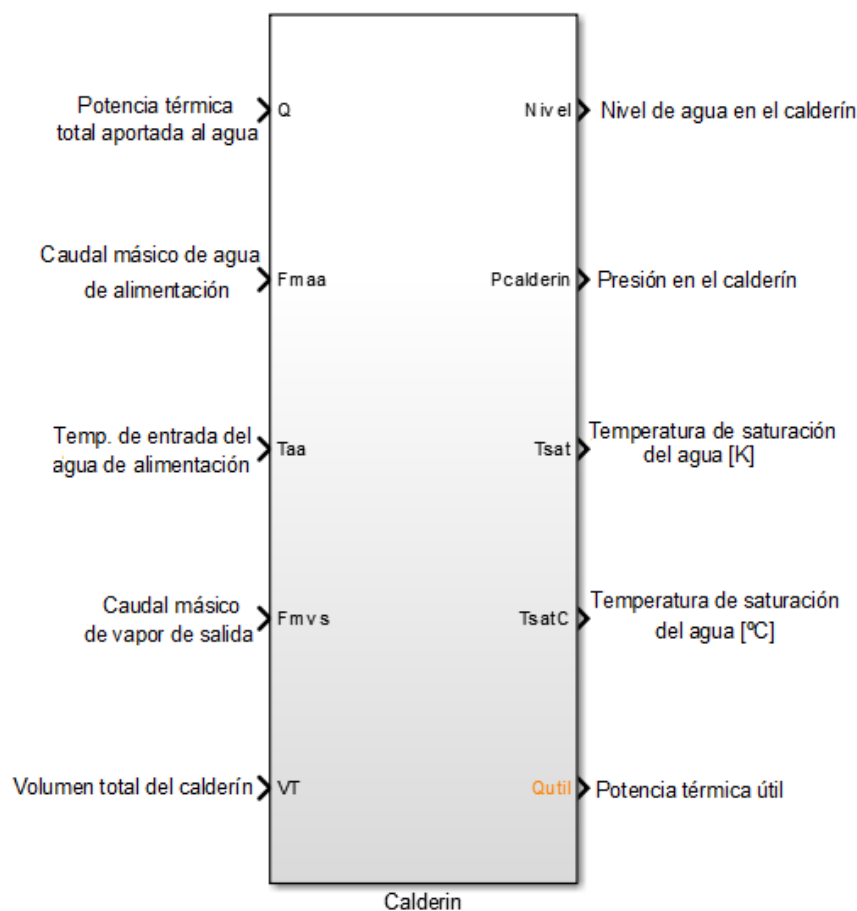


Figura 50. Módulo del calderín.

Las entradas y salidas de dicho módulo pueden apreciarse en la Figura 50.

#### Entradas del módulo:

- **Potencia térmica total aportada al agua (Q):** Potencia térmica cedida al agua proveniente de la potencia térmica transmitida por radiación y el calor intercambiado por convección. Sus unidades son  $\frac{KJ}{s}$
- **Caudal másico de agua de alimentación (Fmaa):** Caudal másico de entrada de agua en el calderín en  $\frac{Kg}{s}$ .
- **Temperatura de entrada del agua de alimentación (Taa):** Temperatura de entrada del agua de alimentación en Kelvin.
- **Caudal másico de vapor de salida (Fmvs):** Caudal másico del vapor de salida (vapor demandado) en  $\frac{Kg}{s}$ .
- **Volumen total del calderín (VT):** Volumen del calderín en  $m^3$ .

#### Salidas del módulo:

- **Nivel de agua en el calderín:** Altura que alcanza el agua contenida en el interior del calderín en metros.
- **Presión en el calderín (Pcalderín):** Presión existente en el interior del calderín en bares.
- **Temperatura de saturación del agua en Kelvin (Tsat):** Temperatura de saturación del agua en ebullición del calderín, en Kelvin.
- **Temperatura de saturación del agua en grados Celsius (TsatC):** Temperatura de saturación del agua del calderín en grados Celsius
- **Potencia térmica útil (Qutil):** Potencia térmica útil referida a la capacidad del vapor de salida de transmitir calor en  $\frac{KJ}{s}$ .

### 7.4.2. Módulo implementado.

El modelo se compone dos módulos: el módulo del balance de materia y el módulo del balance de energía como podemos apreciar en la Figura 51.



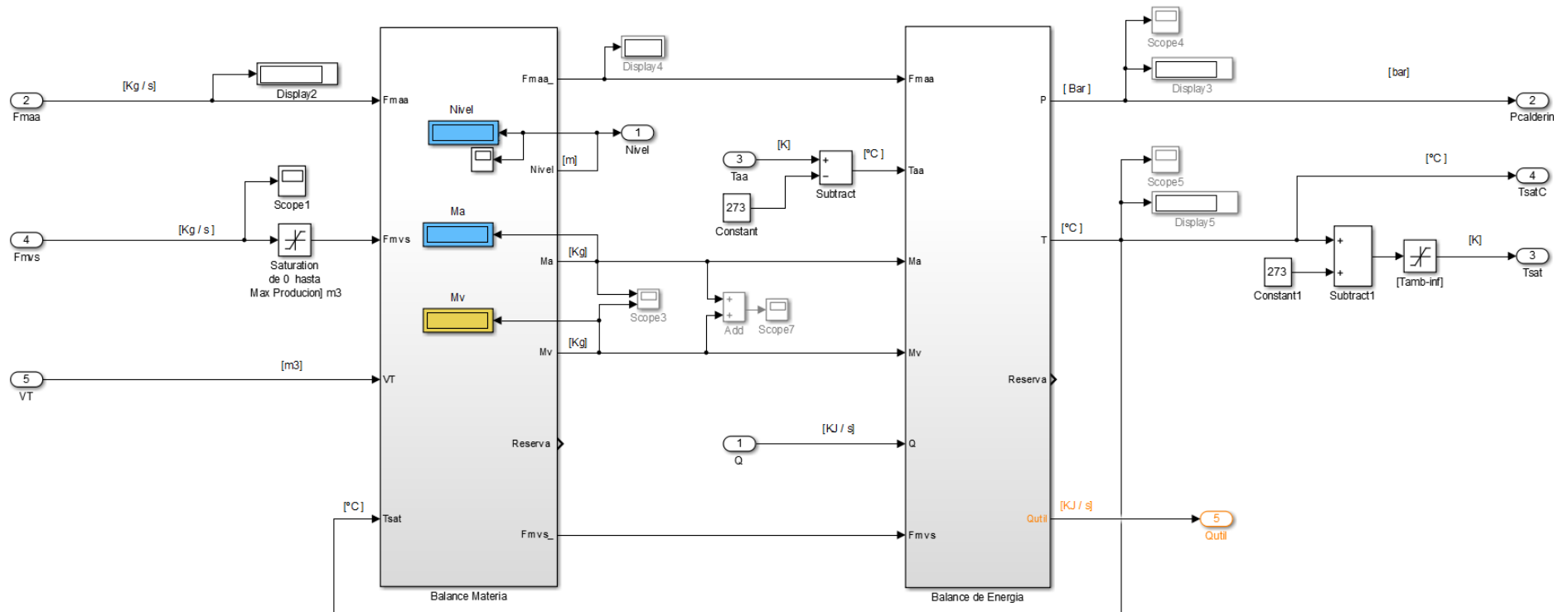


Figura 51. Vista general del módulo del modelo del calderín.

#### 7.4.2.1. Módulo de balance de masa en calderín.

Las entradas y salidas de dicho módulo pueden apreciarse en la Figura 52.

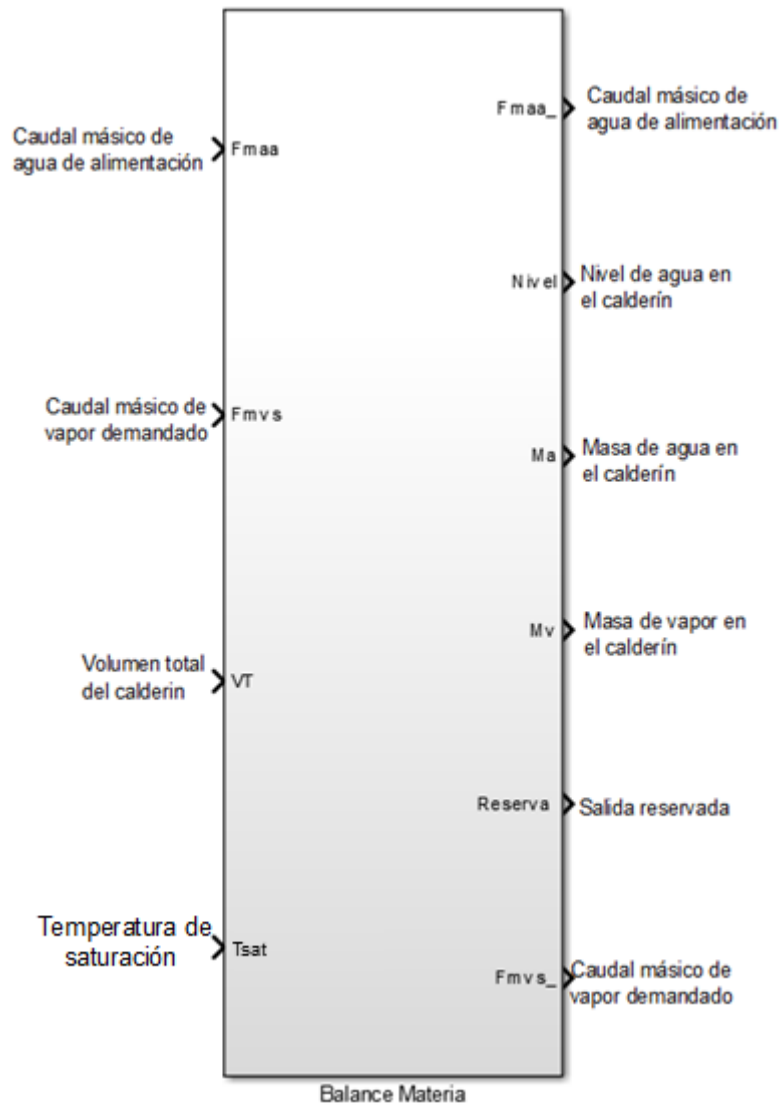


Figura 52. Módulo de balance de materia en el calderín.

En el balance de materia del calderín (cuya implementación muestra la Figura 54) igualaremos la acumulación de masa agua/vapor a la diferencia entre el caudal de entrada de agua (caudal de agua de alimentación del calderín,  $m_{aa}$ ) y el caudal de salida de vapor (caudal de vapor de agua demandado,  $m_{vs}$ ). Supondremos las pérdidas de purga prácticamente nulas. Tomando un volumen de control en el interior del calderín, el balance de materia consiste en:

$$\frac{dM_T}{dt} = \dot{m}_{aa} - \dot{m}_{vs}$$

Donde  $M_T$  es la masa acumulada en el calderín (agua y vapor), por lo que podremos expresarla como:

$$M_T = \rho_a V_a + \rho_v V_v$$

Donde  $\rho_a$  y  $\rho_v$  son densidades de agua y vapor respectivamente y  $V_a$  y  $V_v$  son volúmenes ocupados en el interior del calderín por agua y vapor respectivamente.

Introduciendo la expresión de  $M_T$  en la primera expresión, tenemos:

$$\frac{d(\rho_a V_a + \rho_v V_v)}{dt} = \dot{m}_{aa} - \dot{m}_{vs}$$

Si  $V_T$  es el volumen total del calderín, podemos utilizar la expresión:

$$V_v = V_T - V_a$$

E introducirla en la última expresión del balance:

$$\frac{d(\rho_a V_a + \rho_v (V_T - V_a))}{dt} = \dot{m}_{aa} - \dot{m}_{vs}$$

Integrando a ambos lados de la ecuación,

$$\int \frac{d(\rho_a V_a + \rho_v V_T - \rho_v V_a)}{dt} dt = \int (\dot{m}_{aa} - \dot{m}_{vs}) dt$$

Obtenemos:

$$\rho_a V_a + \rho_v V_T - \rho_v V_a = \int (\dot{m}_{aa} - \dot{m}_{vs}) dt$$

Recolocando términos tenemos:

$$V_a(\rho_a - \rho_v) = \int (\dot{m}_{aa} - \dot{m}_{vs}) dt - \rho_v V_T$$

Donde si despejamos  $V_a$  llegamos a:

$$V_a = \frac{\int (\dot{m}_{aa} - \dot{m}_{vs}) dt - \rho_v V_T}{\rho_a - \rho_v}$$

Conocido el volumen de agua contenido en el calderín, podemos conocer las masas de agua y vapor ( $M_a$  y  $M_v$  respectivamente) en el calderín a través de las expresiones:

$$M_a = \rho_a V_a$$

$$M_v = \rho_v (V_T - V_a)$$

En este modelo se ha considerado la dependencia de la densidad con la temperatura tanto para el vapor como para el agua líquida y se han implementado tablas del vapor saturado que proporcionan la temperatura del calderín en grados Celsius (temperatura de saturación) con la densidad de cada uno en  $\frac{kg}{m^3}$ . Los valores para elaborar las tablas

fueron recogidos de [14]. Para introducir dichas tablas en nuestro modelo se ha utilizado el bloque *1-D Lookup Table* de Simulink.

Por otro lado, el nivel de una caldera tiene varias particularidades debido su especial comportamiento. Las principales son el esponjamiento (swell) y la contracción (shrink) [19], que se producen en el nivel ante los cambios de carga de vapor y que modifica el nivel en la dirección opuesta a la que intuitivamente se espera que ocurra ante dicho cambio de carga.

- Ante un incremento en la demanda de vapor, el nivel, en lugar de disminuir al extraerse más vapor, aumenta temporalmente debido a la disminución de la presión provocada por el aumento de consumo. Esta disminución en la presión provoca un aumento en la evaporación y en el tamaño de las burbujas de vapor (esponjamiento) que hace aumentar el nivel de forma temporal.
- Por el contrario, ante una disminución en la carga, en lugar de producirse un aumento en el nivel debido a la disminución del caudal de vapor, se produce una disminución temporal debida al aumento de la presión. Ésta origina una menor evaporación y un menor tamaño en las burbujas de vapor (contracción) que hace disminuir el nivel de forma temporal.

Desde el punto de vista dinámico, hemos reproducido estos fenómenos añadiendo una función de transferencia con respuesta inversa (véase [20],[21]) ante entrada escalón de vapor demandado (salto en la demanda de vapor) y realizando operaciones sobre dicha respuesta. En particular, como aproximación a un sistema de respuesta inversa, se ha utilizado la función de transferencia:

$$\frac{-0.002s + 1}{s + 1}$$

Operando según lo representado en el diagrama de bloques que muestra la Figura 53.



Figura 53. Diagrama de bloques para reproducir fenómenos de esponjamiento y contracción.

El valor de la salida se resta sobre el valor del volumen de agua líquida calculado sin considerar dichos fenómenos y el resultado representa la respuesta del volumen de agua del calderín. A partir de dicho volumen podemos conocer el nivel de agua en el calderín considerando su geometría prismática con  $1 \text{ m}^2$  de superficie sobre la que se eleva el nivel del agua:

$$Nivel = \frac{V_a}{A} = \frac{V_a}{1 \text{ m}^2}$$



#### 7.4.2.2. Módulo de balance de energía en calderín.

En el módulo del balance de energía del calderín se implementa la ecuación que nos proporcionará el valor de la temperatura de operación, es decir, la temperatura de saturación del agua del calderín, la cual será necesaria para conocer la presión del punto de operación. Las entradas y salidas de este módulo pueden apreciarse en la Figura 55.



Figura 55. Módulo del balance de energía en el calderín.

De acuerdo con el balance energético implementado es el siguiente:

$$m_{aa}h_{aa}^T + Q_T - m_{vs}h_{vs}^T = h_a^T \cdot M_a + h_v^T \cdot M_v$$

Donde  $m_{aa}$  y  $m_{vs}$  son las masas de agua de alimentación y vapor de salida respectivamente,  $h_{aa}^T$  y  $h_{vs}^T$  son las entalpías del agua de alimentación y del vapor de salida a la temperatura de operación,  $Q_T$  es el calor total suministrado al agua del

calderín,  $h_a^T$  y  $h_v^T$  son las entalpías del agua y del vapor en el calderín respectivamente, y  $M_a$  y  $M_v$  son las masas del agua y del vapor en el calderín.

Nótese que los términos de este balance, a diferencia del realizado en el horno, representan magnitudes de energía (no de potencias). En el módulo, tanto los caudales másicos como las magnitudes de potencia que entran en el módulo se integran.

Desarrollando los términos:

$$\int_0^t \dot{m}_{aa} dt \cdot h_{aa}^T + \int_0^t \dot{Q}_T dt - \int_0^t \dot{m}_{vs} dt \cdot h_{vs}^T = h_a^T \cdot M_a + h_v^T \cdot M_v$$

Donde las magnitudes asociadas a entalpías se obtienen a partir de [14].

En las tablas implementadas (a partir del bloque *1-D Lookup Table* de Simulink), la entrada es la temperatura de saturación (incógnita de nuestra ecuación) y su salida es la entalpía del agua o del vapor. Así, de forma iterativa a partir del bloque *Algebraic Constraint* de Simulink obtendremos la temperatura de saturación del agua, es decir, la temperatura en el interior calderín. A partir de dicha temperatura e implementando la tabla que la relaciona con la presión de saturación, se obtiene la presión de operación del calderín. Los valores utilizados en la tabla implementada se obtuvieron de la tabla de [14].

Por otro lado, se calcula la potencia térmica disponible a partir de la producción de vapor en el calderín a través de la expresión:

$$\dot{Q}_{util} = \dot{m}_{vs} \cdot (h_{vs}^T - h_{aa}^T)$$

La implementación de las expresiones correspondientes al balance energético en el calderín se muestra en la Figura 56.

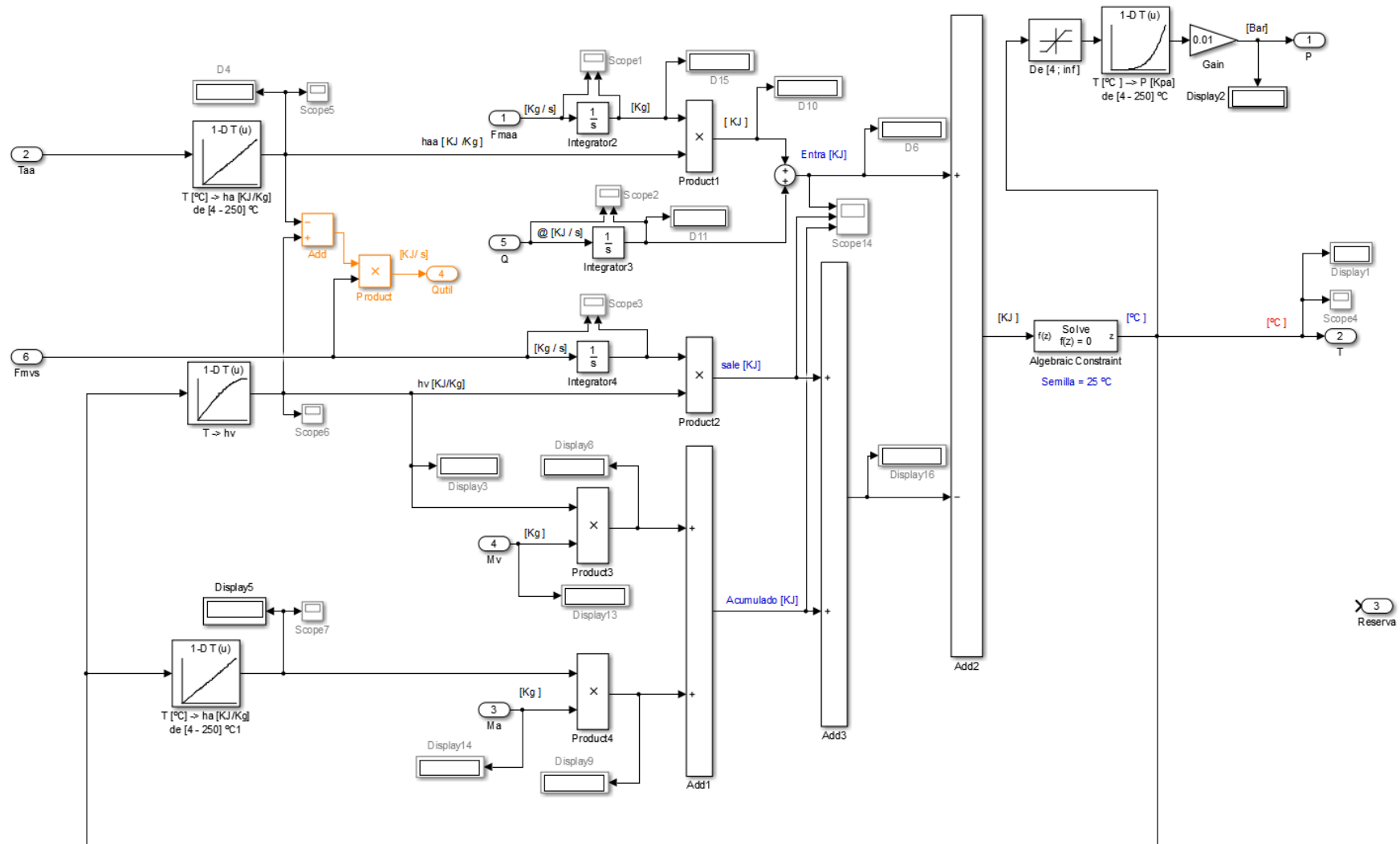


Figura 56. Módulo de balance de energía en el calderín.



## 7.5 Modelo completo de caldera de vapor.

La unión de los diferentes módulos estudiados anteriormente simula el funcionamiento de una caldera de vapor. La Figura 57 muestra el módulo global de la caldera como *caja negra* con sus correspondientes entradas y salidas.



Figura 57. Módulo completo de caldera de vapor.

### Entradas del módulo:

- **Cadual másico de combustible ( $F_f$ ):** Caudal másico de entrada de combustible en  $\frac{kg}{h}$ .

- **Reserva:** Entrada reservada.
- **Exceso de aire (ExAire):** Exceso de aire introducido. Parámetro cuyo valor se encuentra entre -40 y 100, de manera que valores por debajo de 0 implican defecto de aire y por encima implican exceso de aire respecto a la cantidad estequiométrica.
- **Caudal másico de agua de alimentación del calderín (Fmaa):** Caudal másico de agua de entrada del calderín en  $\frac{kg}{s}$ .
- **Caudal másico de vapor de salida (Fmvs):** Caudal másico de vapor de salida del calderín en  $\frac{kg}{s}$ .
- 

#### Salidas del módulo:

- **Temperatura del vapor saturado (Tvap):** Temperatura del vapor saturado en °C.
- **Aire utilizado en la combustión:** Cantidad de aire utilizada en la combustión en kilogramos.
- **Nivel de agua en el calderín:** Nivel de agua en el calderín en metros.
- **Presión del vapor saturado (Pvapor):** Presión del vapor saturado en el calderín en bares.
- **Oxígeno en humos (O2H):** Porcentaje volumétrico de oxígeno en los humos (oxígeno en productos, no confundir con oxígeno del aire).

### 7.5.1. Cálculo de la eficiencia de caldera.

De acuerdo con [13], [22], la eficiencia de la caldera debe calcularse como:

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}_{util}}{\dot{m}_{combustible} \cdot PCI_{combustible}} = \frac{\dot{m}_{vs} \cdot (h_{vs}^T - h_{aa}^T)}{\dot{m}_{combustible} \cdot PCI_{combustible}}$$

Obteniendo así un índice de rendimiento energético del sistema total

### 7.5.2. Módulo implementado.

La implementación global del modelo de la caldera puede apreciarse en la Figura 58.

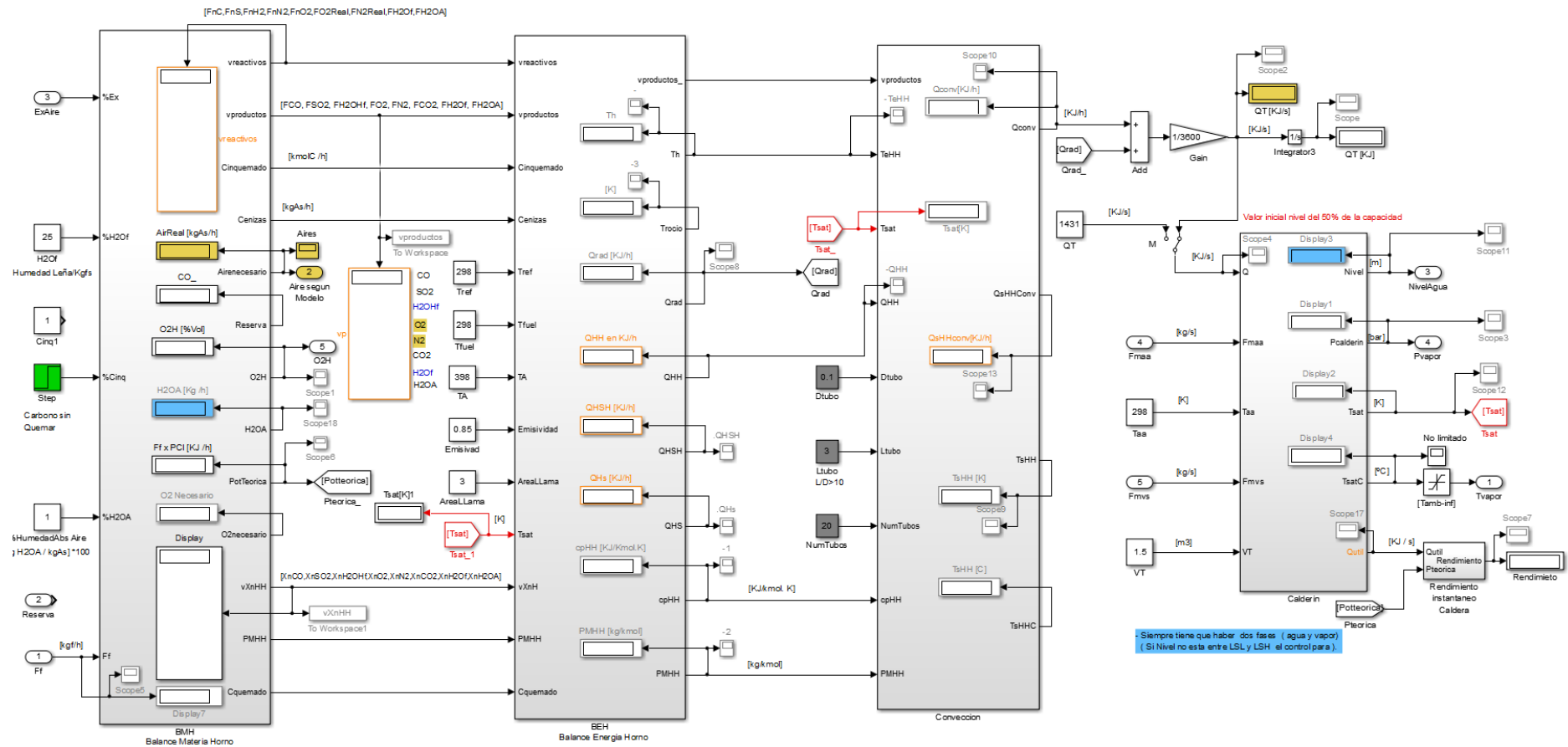


Figura 58. Vista general de modelo de caldera de vapor.

## 8. VALIDACIÓN DEL MODELO DE CALDERA DE VAPOR.

La validación del modelo se realizará en base a comparaciones de nuestros resultados con datos obtenidos de las referencias que en cada caso se mencionan.

Las distintas validaciones se realizan en diferentes simulaciones, realizadas en varios archivos de *Simulink*, pues en cada una los parámetros de entrada y condiciones de operación son diferentes. Con el fin de no cargar el texto de las validaciones, en este proyecto se entregarán los distintos archivos utilizados en las validaciones, donde pueden observarse los parámetros del modelo y de la simulación.

Por otra parte, para una mejor  
gráficas mostradas

Apéndice B.

diferentes scripts en Matlab a

8.1 Validación del modelo del horno.

scripts pueden consultarse en

8.1.1. Proceso de combustión.

La validación del proceso de combustión implementado se realiza a partir de la gráfica mostrada en la Figura 18, que relaciona el exceso de aire con la composición de CO, CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> en los humos secos y que fue obtenida de [8].

La simulación se realiza se realiza en el archivo *ValidaciónCombustión\_1.slx*. Como puede observarse en la siguiente figura, la respuesta de nuestro sistema en cuanto a composición de CO, CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> en los humos se aproxima aceptablemente a dicha gráfica.

En la Figura 59 podemos realizar la comparación entre la gráfica de referencia con los resultados obtenidos en la simulación.

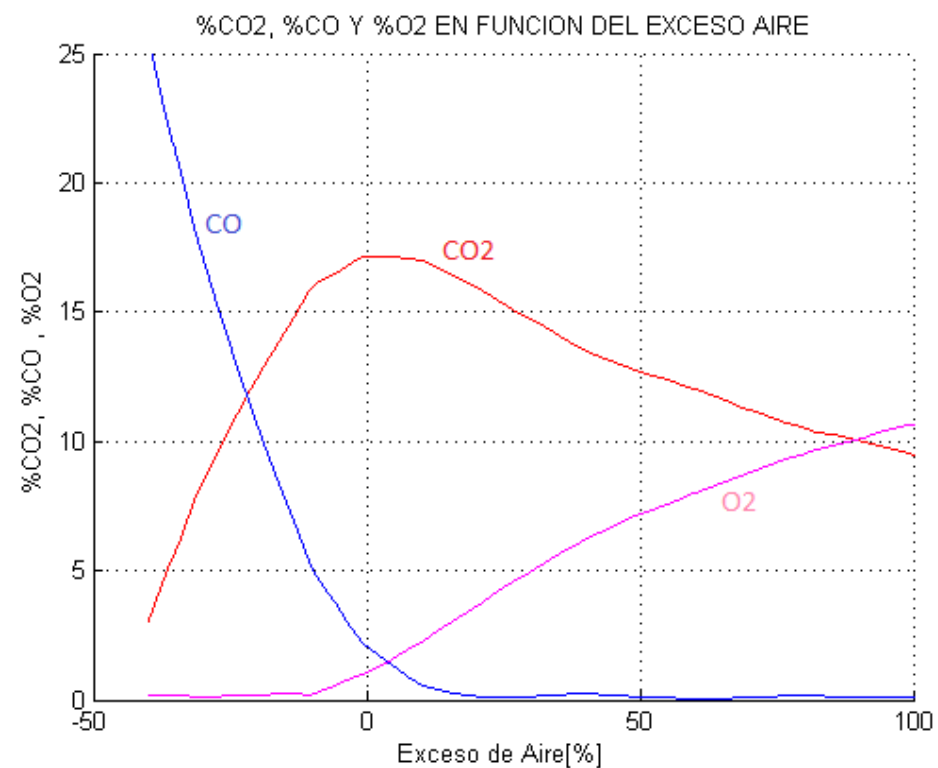
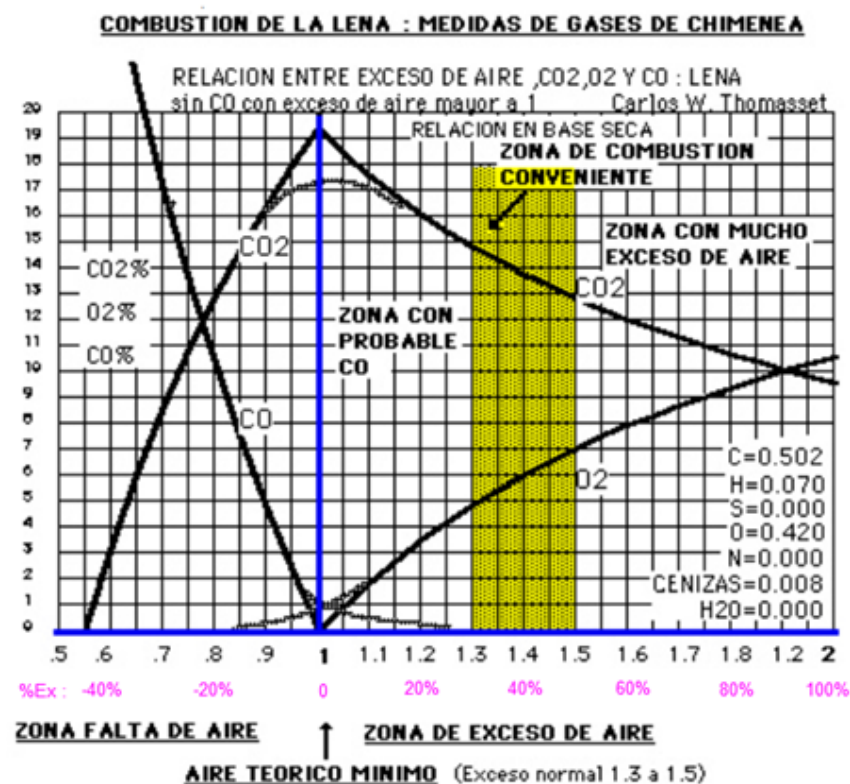


Figura 59. Gráfica composición en CO, CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> en los humos (izquierda) y resultado de nuestro proceso de combustión implementado (derecha).

### 8.1.2. Poder Calorífico Superior y Temperatura adiabática de la llama:

Si atendemos a la tabla presentada en [23], observamos que el valor del PCS de la madera proporcionado es de  $16.7 \frac{MJ}{kg}$  (dicho dato se muestra en la Figura 60).

Producto	MJ/kg
Leche en polvo	16,7
Lino	16,7
Linóleum	2,1
Madera	16,7
Magnesio	25,1

Figura 60. PCS de diferentes sustancias.  
Fuente: [23].

La simulación realizada para validar el modelo a través del PCS se hizo sobre el fichero *TemperaturaAdiabaticaLlama.slx* donde a través del calor estándar de reacción, con un exceso de aire elevado que tienda a producir una combustión completa, podemos obtener el PCS:

$$PCS = -\dot{H}^{\circ}_{reacción}$$

El valor del PCS obtenido en la simulación es de  $16.82 \frac{MJ}{kg}$ .

Por otro lado, la temperatura adiabática de llama es aquella que se alcanza durante la combustión en un quemador adiabático a presión constante. En este caso, se cumple que:

$$\dot{H}^{T_{ent} \rightarrow 25^{\circ}C}_{reactivos} + \dot{H}^{\circ}_{reacción} = \dot{H}^{25^{\circ}C \rightarrow T_h}_{productos}$$

Para la validación de la temperatura adiabática utilizaremos la gráfica mostrada en la Figura 61 que relaciona la temperatura adiabática de llama con el PCS del combustible (biomasa) y en la que se considera la influencia del exceso de aire.

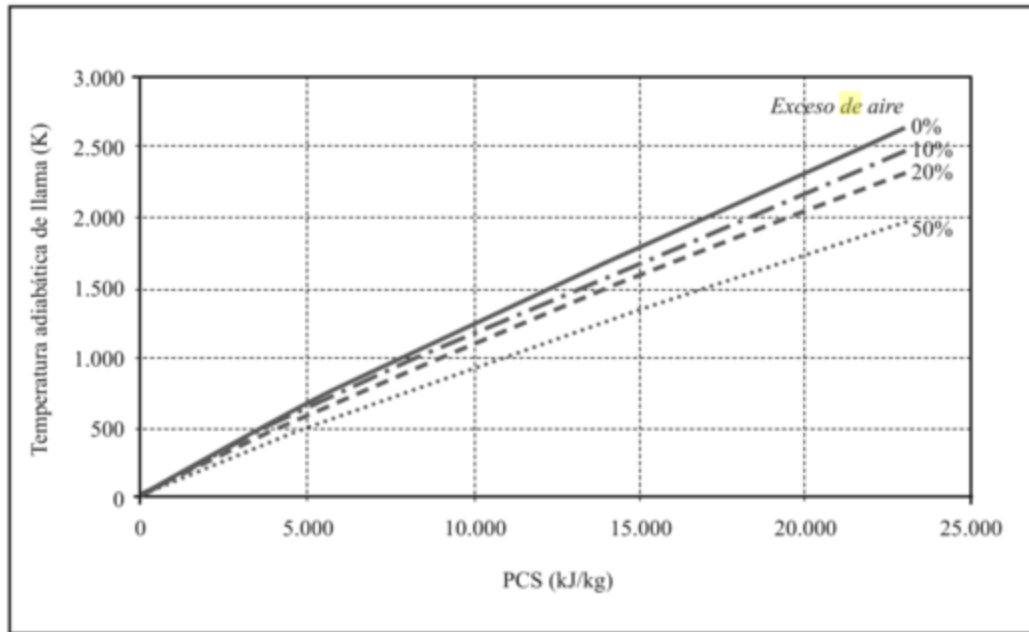


Figura 61. Gráfica Temperatura adiabática – PCS.

Fuente: [24].

Para diferentes valores de exceso de aires, los valores obtenidos de la temperatura adiabática de la llama fueron:

Exceso de aire	Temperatura adiabática [K]
0	1788
20	1703
50	1484

La evolución de dicha temperatura se muestra en la Figura 62 (caso de 50% de exceso de aire):

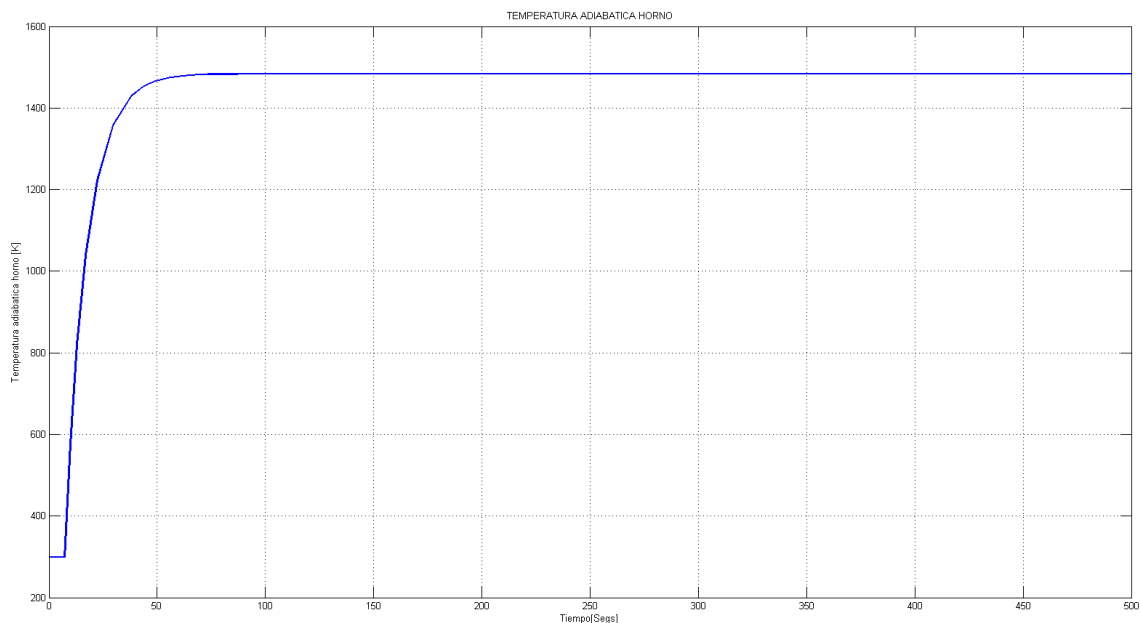


Figura 62. Evolución de temperatura adiabática de llama para un exceso de aire del 50%.

### 8.1.3. Dinámica del horno:

Según [1]:

- La dinámica del horno puede ser representada por modelos de bajo orden. En particular la temperatura de un horno puede ser modelado por un sistema de primer orden con tiempo muerto.
- Hay complicados modelos con grandes códigos de simulación de poco interés para el diseño de control debido a su complejidad.

La simulación con la que estudiaremos la dinámica del modelo de nuestro horno se realiza usando el archivo *ValidacionDinamicaHorno.slx*. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 63, donde pueden apreciarse los tiempos muertos al inicio de las gráficas. Además, en la gráfica del calor transmitido por radiación, podemos ver como éste se va reduciendo pues la temperatura de la pared aumenta al calentarse el agua del calderín.



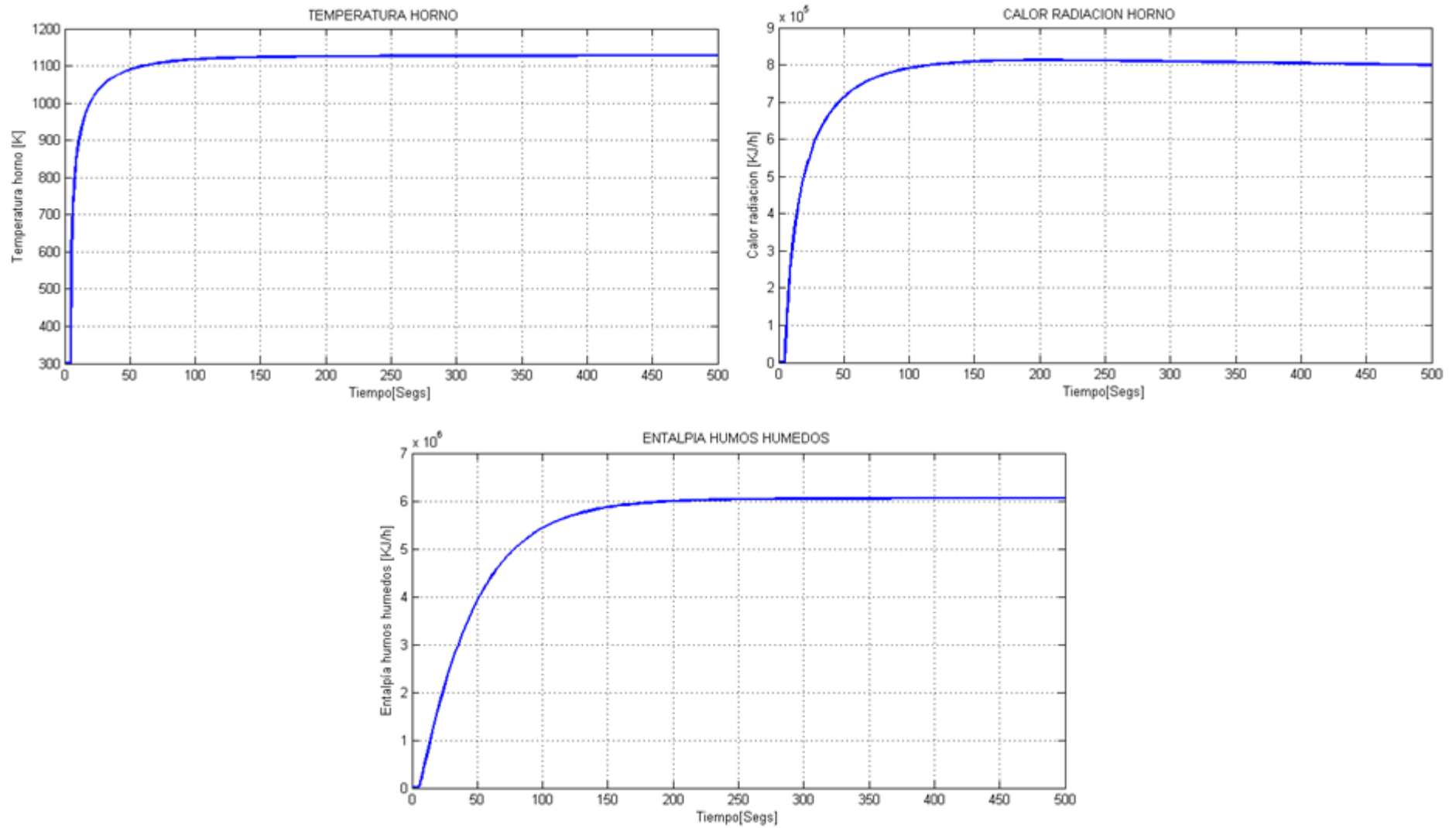


Figura 63. Evolución de temperatura del horno (arriba izquierda); calor radiación (arriba derecha); entalpía de humos húmedos (abajo).

## 8.2 Validación de la caldera.

La validación de la caldera en su conjunto lleva implícita la validación del intercambiador de calor pues aquella requiere del correcto funcionamiento de éste.

### 8.2.1. Caudales de agua y vapor.

Si metemos una masa de agua de alimentación igual a la masa que sacamos en forma de vapor y aportamos combustible para generar vapor, la masa de agua disminuirá, la de vapor aumentará en la misma proporción y la masa total (agua + vapor) debe permanecer constante.

Las respuestas obtenidas por nuestro modelo, simulando con las condiciones que se establecen en el archivo *DinamicaMasasAguayVaporCalderin.slx*.

Las respuestas obtenidas se muestran en la Figura 64, donde podemos observar el descenso de la masa de agua, el aumento de la masa de vapor y el valor constante que mantiene la masa total.

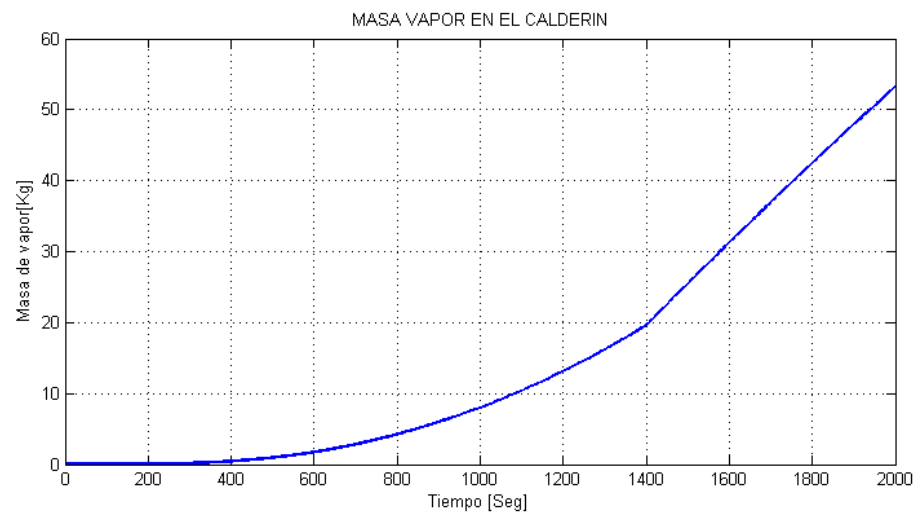
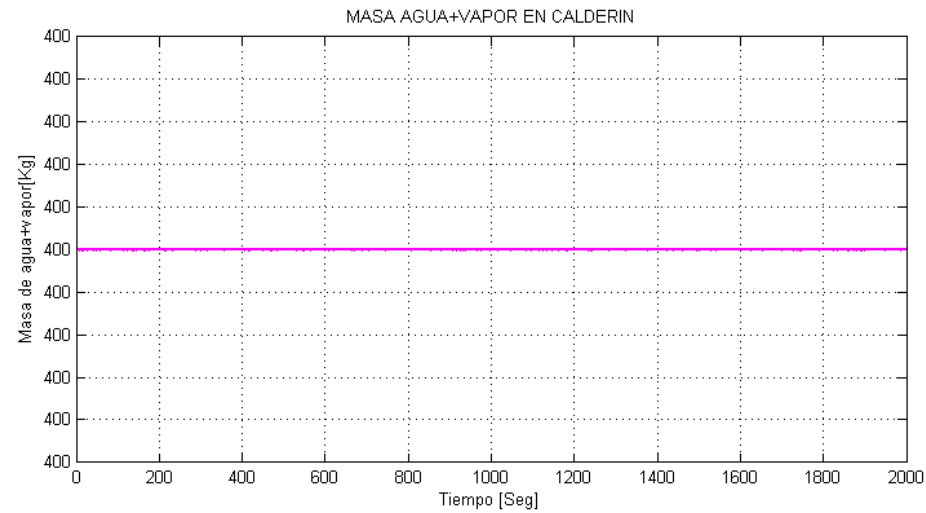
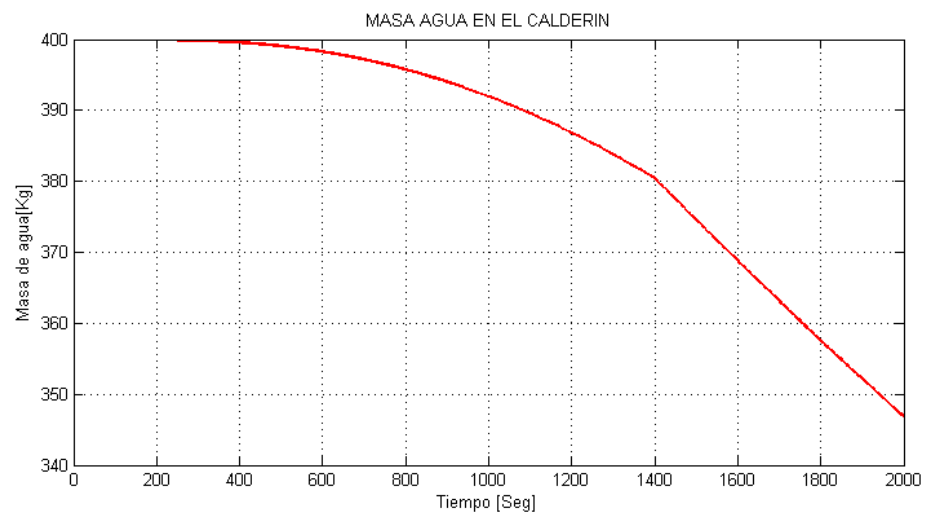
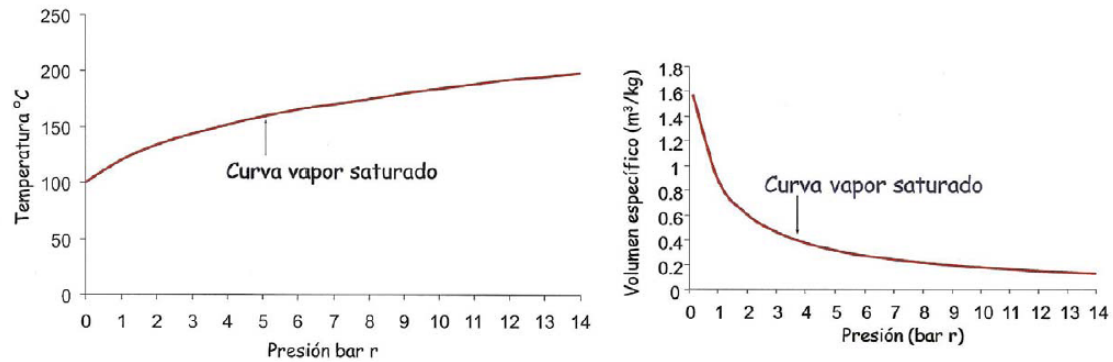


Figura 64. Gráficas de masas: agua en el calderín (arriba izquierda); masa total en calderín (arriba derecha); vapor en el calderín (abajo).

## 8.2.2. Temperatura y volumen específico del vapor frente presión en el calderín.

Tomando como referencia las siguientes gráficas obtenidas de [25], que se muestran en la Figura 65.



---

### TECNOLOGÍA DE LA COMBUSTIÓN

Dpto. INGENIERÍA ENERGÉTICA Y FLUIDOMECÁNICA  
E.T.S. de INGENIEROS INDUSTRIALES  
UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

Figura 65. Cruvas temperatura y volumen específico del vapor saturado frente a presión.  
Fuente: [25].

Realizando la simulación sobre nuestro modelo, usando el archivo *Test\_T\_PyVesp\_P.slx*, las respuestas obtenidas son las expuestas en la Figura 66.

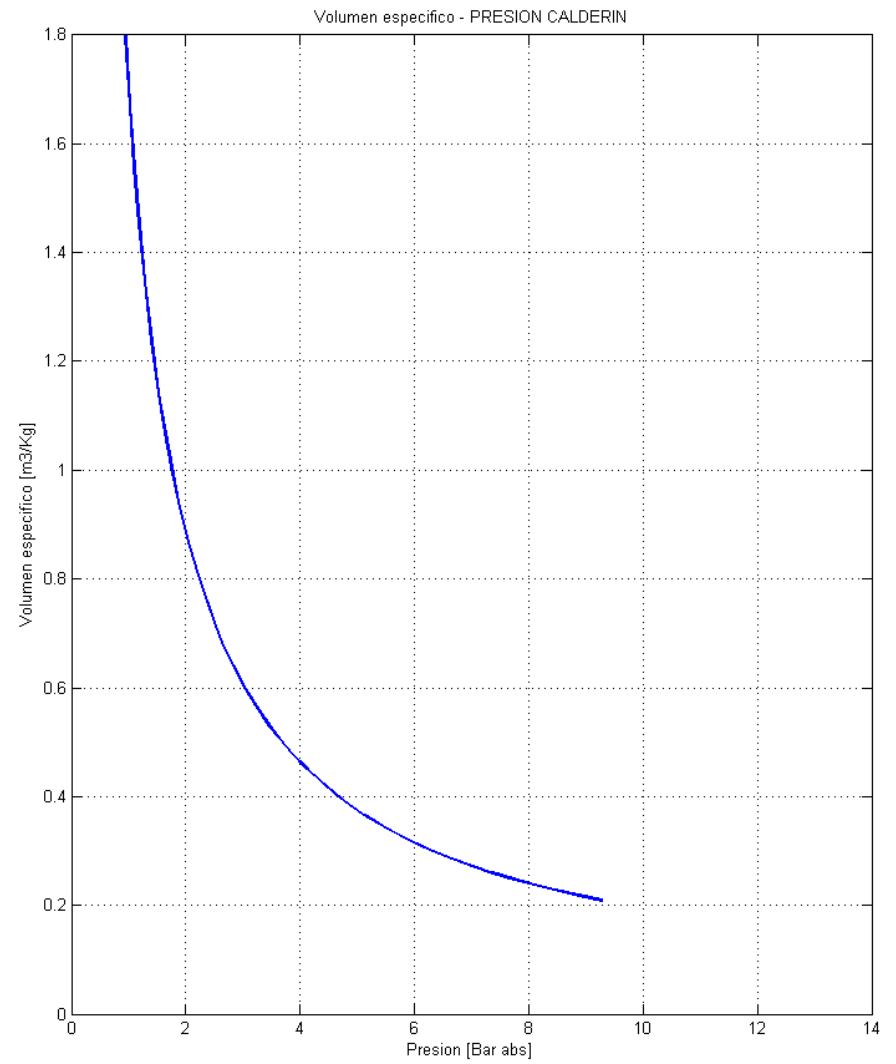
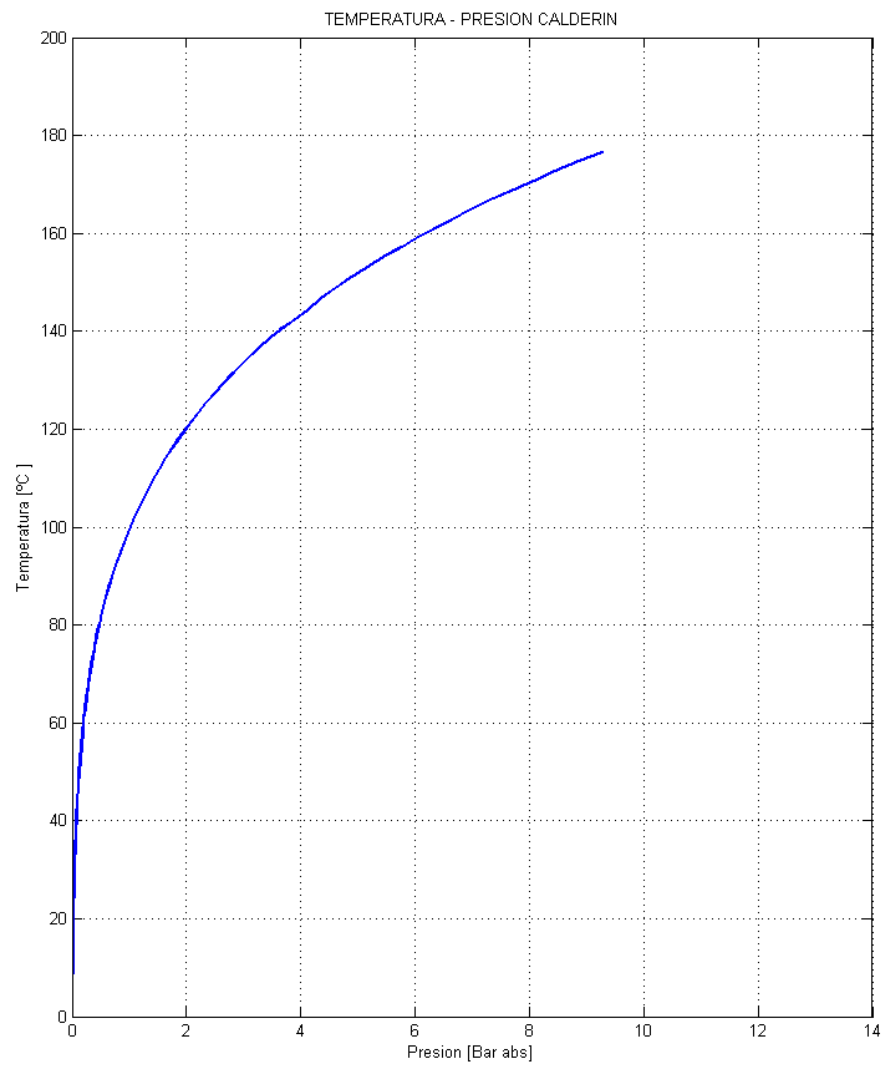


Figura 66. Gráficas Temperatura-Presión (izquierda) y Volumen específico-Presion (derecha).

### 8.2.3. Dinámica de temperatura y presión en la caldera.

Como podemos ver en [1] se dice que:

- La dinámica de una caldera puede ser representada por modelos de bajo orden.
- Hay complicados modelos con grandes códigos de simulación pero de poco interés para el diseño de control debido a su complejidad.

Según medidas de presión realizadas sobre un calderín de 2-BHP [26] mostradas en la Figura 67.

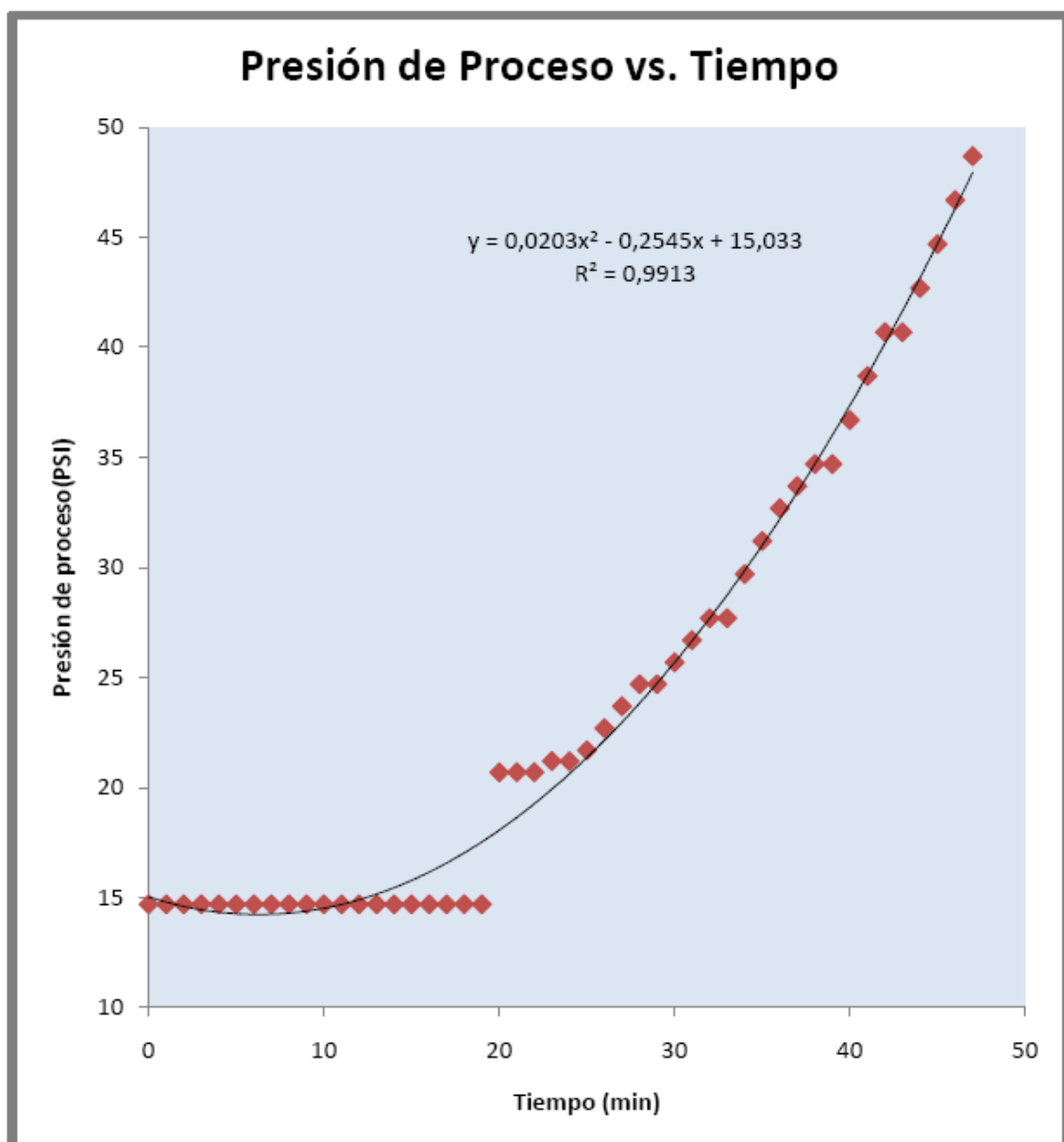


Figura 67. Medidas sobre un calderín 2-BHP sin calentamiento previo y su curva polinómica más aproximada.  
Fuente: [26].

Las respuestas de presión y temperaturas del calderín obtenidas en nuestro modelo, utilizando el fichero *ValidacionDinamicaCalderacompleta.slx*, se muestran en la Figura 68.

Debe apreciarse que nuestro modelo calcula la temperatura de vapor saturado y a partir de ella se utilizan las tablas de vapor y, por tanto, si la respuesta de presión es correcta, también lo será la de la temperatura. También podemos observar en validaciones anteriores que la respuesta presión-temperatura es correcta.

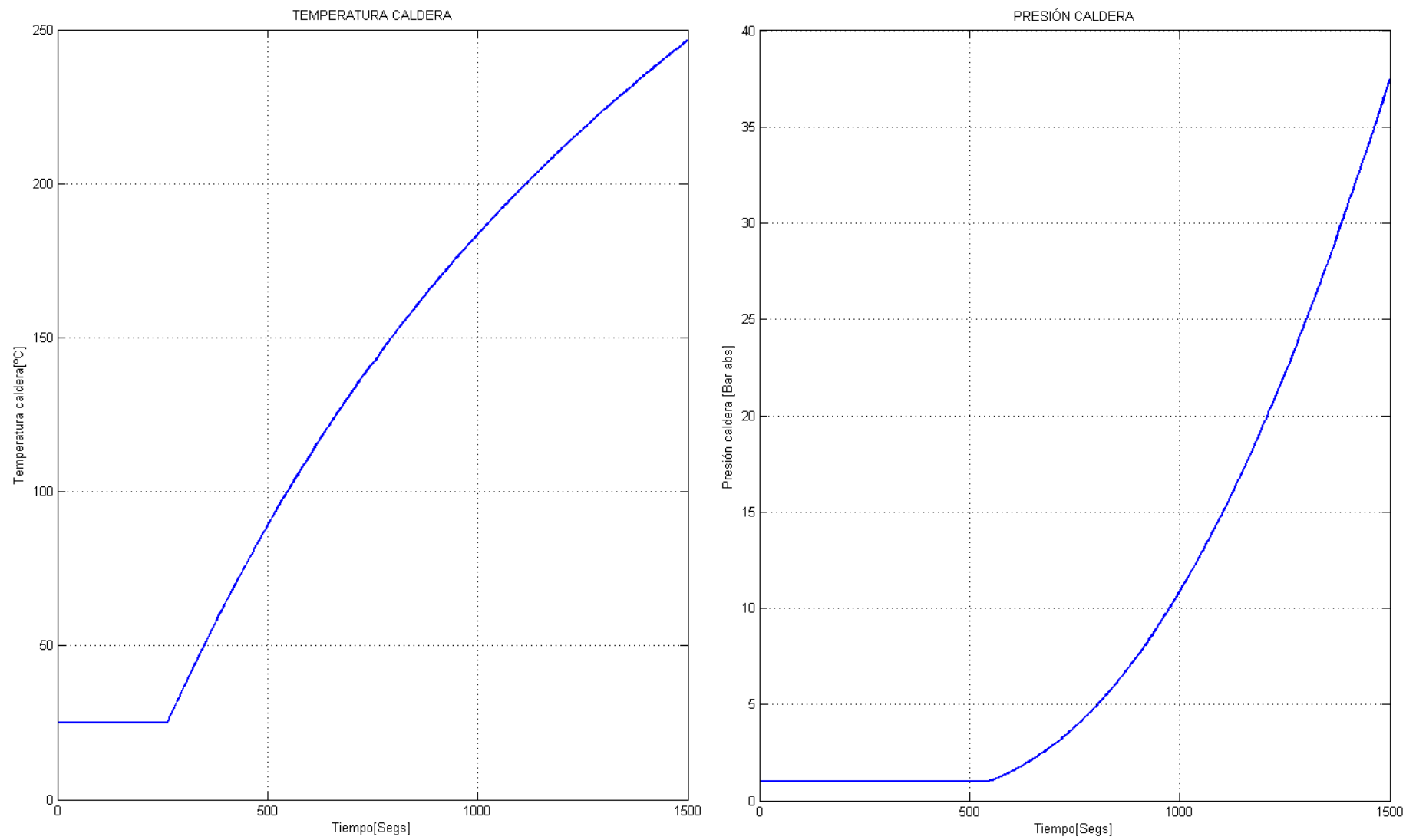


Figura 68. Evolución de la temperatura (izquierda) y presión (derecha) del calderín.



## 9. CONCLUSIONES.

### 9.1 Conclusiones.

Desde una perspectiva global, en el presente trabajo se estudia el comportamiento de los generadores de vapor identificando sus principales variables y describiendo con leyes físicas básicas el modelo matemático que emula su comportamiento dinámico. Se determinó que las variables más importantes a controlar son la presión de vapor, el porcentaje de exceso de oxígeno y el nivel de agua.

A la vista del resultado final, podemos apreciar la distinción de los diferentes bloques constitutivos de la caldera tal como se pretendió en el inicio: horno, dividido en 2 módulos de balance de materia y energético dada su extensión; intercambiador de calor y calderín tras seguir una estructura de desarrollo top-down, cuyo resultado lleva a una estructura modular que facilita la separación y el análisis de la información. La utilización de leyes físicas básicas, proporciona claridad en sus resultados pues éstos son fáciles de interpretar. También cabe mencionar posibilidad de modificar y ampliar fácilmente cada módulo si así se quisiera.

A parte del uso de este modelo para la simulación corriente de calderas, hornos con combustión o generación de vapor, entre otros posibles usos, encontramos la posibilidad de simular procesos reales, modificando las variables del proceso normal y llevándolas a condiciones extremas difíciles de conseguir en la realidad, viendo así el comportamiento de la caldera. Además al estar realizado con software muy común en el ámbito académico, Matlab- Simulink, puede ser fácilmente utilizado para fines de docencia así como en el ámbito profesional para complementar procesos de formación y entrenamiento.

Finalmente, cabe señalar la utilidad de dicho modelo para estudiar estrategias de control y su sintonizado pues éste es un modelo MIMO, no lineal, con damping y tiempos muertos incluidos, presentando además procesos no autorregulados y con respuesta inversa. Observando el modelo como *caja negra*, desde el punto de vista del control y como primer paso, se proponen:

- **Variables de manipuladas:** Caudal de combustible, exceso de aire, caudal de agua de alimentación del calderín.
- **Perturbación:** Demanda de vapor de salida del calderín.
- **Variables de proceso:** Temperatura y/o presión del vapor saturado, nivel de agua en el calderín, cantidad de oxígeno en los humos (porcentaje volumétrico).

## 9.2. Limitaciones.

La necesidad de introducción de parámetros consistentes, por parte del usuario, para la obtención de resultados consistentes es una de las limitaciones que deben considerarse en la utilización de este modelo.

Otra de las limitaciones que conviene mencionar es la no inclusión en el modelo de la caldera de vapor de precalentadores de agua y combustible, además de sobrecalentadores de vapor que podemos encontrar en las calderas reales. No obstante, dichos dispositivos se consideraron externos a la caldera en sí y se decidió no incluirlos en el modelo.

La elección de otro combustible no solo conllevaría una modificación de las constantes de proporción molar por kilogramo de combustible en el módulo *Configuración del combustible*, sino que también requeriría modificar otros elementos que se utilizaron asumiendo leña como combustible: gráfica de proporciones de  $\text{CO}_2$  frente a exceso de aire, emisividad a partir de relación C/H, PCS teórico del combustible a partir de su humedad... Y por lo tanto, la flexibilidad del modelo a un cambio de combustible puede considerarse limitada, ya que requiere la adaptación de algunos de los módulos a algún combustible nuevo.

Para el caso del calor por radiación transferido deben considerarse las simplificaciones establecidas a la hora de determinar la temperatura de llama (se aproximó a la temperatura de los humos) y la temperatura de las paredes del horno (media aritmética entre temperatura de llama y temperatura del agua del calderín), así como la no estimación del calor transmitido por radiación por los humos calientes, aunque dicho calor suele ser considerablemente menor al transferido por la llama.

Respecto al intercambiador de calor, debe apreciarse la limitada flexibilidad que ofrece a la elección de otros fluidos, así como a diferentes geometrías de los tubos, pues requeriría la adaptación del módulo.

Ya se ha mencionado con anterioridad la limitación impuesta a la geometría del calderín con el objetivo de simplificar su modelo (geometría prismática con área de base de apoyo unidad). No obstante, en el Apéndice C. se ofrece la expresión matemática que debería implementarse en el caso de considerar una geometría cilíndrica horizontal.

Por último, señalaremos la no inclusión de ruido en las señales, presente en las medidas reales del sistema de control. Incluirlo permitiría realizar un control más real sobre el proceso y poder experimentar las consecuencias del ruido sobre las medidas.

## 9.3 Futuros desarrollos

Como primera propuesta a futuros desarrollos proponemos la mejora de las limitaciones expuestas en el apartado anterior.

Por otro lado, también pudiera incorporarse al proyecto el estudio y control de las emisiones de humos, especialmente orientado a la emisión de CO, CO<sub>2</sub> y posibles contaminantes, cuya limitación son de especial relevancia en el control de procesos de combustión industrial.

Además, se podría ampliar el modelo para representar más adecuadamente los procesos de arranques, paradas y enclavamientos de emergencia del proceso. Un buen punto de partida lo podemos encontrar en [19].

Y, por supuesto, deben mencionarse los posibles desarrollos en el campo del control sobre el presente modelo, pues se propone la implementación de diferentes técnicas de control y la comparación entre los mismos. Como ya se comentó anteriormente, dicho modelo presenta un sistema *atractivo* desde la perspectiva del control de procesos al tratarse de un sistema MIMO, no lineal, con damping y tiempos muertos incluidos, que además presenta procesos no autorregulados y con respuesta inversa.

Finalmente, y como aportación muy enriquecedora a este estudio, se propone la elaboración de un prototipo real que permitiese una comparación directa entre los datos experimentales y los del modelo.

# REFERENCIAS.

- [1] K. J. Astrom and R. D. Bell, "Drum-boiler dynamics," *Automatica*. 2000.
- [2] Fundacion de la Energia de la Comunidad de Madrid, *Guía básica de calderas industriales eficientes*. 2012.
- [3] R. Chang and K. A. Goldsby, *Química*, 11th ed. McGrawHill, 2013.
- [4] T. Gómez-Acebo, "Termodinámica. Notas de clase." Escuela de Ingenieros Tecnun. Universidad de Navarra, 2005.
- [5] P. Castillo Neira, "Manual Práctico de la combustión industrial." 2012.
- [6] F. P. Incropera and D. P. DeWitt, *Fundamentos de transferencia de calor*, 4th ed. Pearson Educación, 1999.
- [7] J. G. Lucas, "Diseño térmico de intercambiadores de calor (Universitat Politècnica de València. Escuela Técnica Superior de Ingeniería de Diseño)," 2010. [Online]. Available: <https://riunet.upv.es/handle/10251/7641>. [Accessed: 07-Jun-2016].
- [8] C. W. Thomasset, "Pequeño manual del foguista para calderas a leña y calderas en general." 2004.
- [9] T. Gómez-Acebo, "Termodinámica. Cuaderno de tablas y diagramas." Escuela de Ingenieros, Tecnun, Universidad de Navarra, 2010.
- [10] P. Fernández Díez, "Biblioteca sobre ingeniería energética - Tema 11. Introducción a la combustión (Escuela Universitaria de Ingeniería Industrial de Cantabria)," *Centrales Térmicas*, 2015. [Online]. Available: <http://es.pfernandezdiez.es/libro/?id=15>.
- [11] M. A. Çengel, Yunus A.; Boles, *Termodinámica*, 7th ed. McGrawHill, 2011.
- [12] L. Francescato, Valter; Zuccoli Bergomi, "Manual de combustibles de madera," *Avebiom*. 2008.
- [13] E. Torrella, "Apuntes de Combustión," 2012. [Online]. Available: <http://www.upv.es/entidades/DTRA/infoweb/dtra/info/899023normalc.html>.
- [14] U. C. I. de M. D. de I. M. Mecánica, "Propiedades del agua en condiciones de saturación (Tabla de Temperaturas)." .
- [15] Butterworth-Heinemann, "Tema 8. Hornos y Calderas.," in *Diseño de equipos e instalaciones*, .
- [16] "Properties of Saturated Steam - Pressure in Bar." [Online]. Available: [http://www.engineeringtoolbox.com/saturated-steam-properties-d\\_457.html](http://www.engineeringtoolbox.com/saturated-steam-properties-d_457.html).
- [17] P. Fernández Díez, "Biblioteca sobre ingeniería energética - Tema 5.

Intercambiadores de calor (Escuela Universitaria de Ingeniería Industrial de Cantabria),” *Centrales Térmicas*, 2015. [Online]. Available: <http://es.pfernandezdiez.es/libro/?id=15>.

- [18] U. Ruiz-Rivas, “Ingeniería Térmica y de Fluidos: Formulario de la asignatura (Universidd Carlos III de Madrid).” 2014.
- [19] A. de la Sen Sanz, S. Galván Marcos, and J. Bielza Lino, “Curso sobre Control y Seguridades de Caldera.” Sección Española ISA, 2000.
- [20] J. C. Salgado, “Dinámica y control de procesos. Capítulo 2: Sistemas de alto orden (Dto. Ing. Química y Biotecnología de la Universidad de Chile).” 2008.
- [21] A. Departamento de Ingeniería de Procesos y Gestión Industrial de la Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología de la Universidad Nacional de Tucumán, “Dinámica y Control de Procesos - 8 Función de transferencia para sistemas de órdenes mayores.” .
- [22] Mejoras horizontales de ahorro y eficiencia energética, “Calderas,” 2016. [Online]. Available: [http://www.academia.edu/6509712/MEJORAS\\_DE\\_AHORRO\\_Y\\_EFICIENCIA\\_EN\\_ERG%C3%89TICA\\_SECTOR\\_INDUSTRIAL\\_ENERG%C3%8DA\\_T%C3%89RMICA.\\_EJ\\_EMPLOS\\_PR%C3%81CTICOS\\_ECONOMIZADORES\\_EN\\_CALDERAS](http://www.academia.edu/6509712/MEJORAS_DE_AHORRO_Y_EFICIENCIA_EN_ERG%C3%89TICA_SECTOR_INDUSTRIAL_ENERG%C3%8DA_T%C3%89RMICA._EJ_EMPLOS_PR%C3%81CTICOS_ECONOMIZADORES_EN_CALDERAS).
- [23] Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo. Ministerio de Trabajo y Asuntos Sociales., “Poder calorífico de diversas sustancias.” [Online]. Available: [http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Normativa/TextosLegales/RD/2004/2267\\_04/Ficheros/tabla1\\_4.pdf](http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Normativa/TextosLegales/RD/2004/2267_04/Ficheros/tabla1_4.pdf). [Accessed: 08-Jun-2016].
- [24] F. Sebastián Nogués, D. García Galindo, and A. Rezeau, *Energía de la biomasa (Vol. 1)*. Zaragoza, 2010.
- [25] J. Javier San Jose, “Introducción Calderas.” Dpto. de de Ingeniería Energética y Fluidomecánica Universidad de Valladolid, 2011.
- [26] W. M. Vacacela Miranda, “Estudio de parámetros de combustión en un calderín de 2-BHP y su efecto sobre la eficiencia,” Universidad Técnica de Ambato (Ecuador), 2011.
- [27] D. Pestana, J. M. Rodríguez, E. Romera, E. Touris, V. Álvarez, and A. Portilla, “12.76 Miscelánea de integrales,” in *Curso práctico de Cálculo y Precálculo*, 2nd ed., Barcelona: Ariel Ciencia., 2007.

# Apéndice A.

## Codificación de variables y parámetros del modelo.

Para clarificar la nomenclatura seguida en el modelo realizado en Simulink, a continuación se proporciona información acerca de la codificación seguida en las variables y parámetros que se han considerado más importantes.

SUSTANCIAS		
Símbolo	Significado	Comentario
A	Aire	También simboliza área (según contexto)
As	Aire seco	
a	Agua (líquida del calderín)	
C	Carbono	
Cinq	Carbono inquemado	
CO	Monóxido de carbono	
CO2	Dióxido de carbono	
f	Combustible (fuel)	"f" (fuel) y no "C" que se podría confundir con carbono
H	Humos	
HH	Humos húmedos	
HS	Humos secos	
HsH	Humos semihúmedos	
H2	Hidrógeno	
H2O	Agua	
H2OA	Humedad del aire	
H2Of	Humedad del combustible	
H2OH	Agua procedente de la reacción del hidrógeno del combustible	
N2	Nitrógeno	
O2	Oxígeno	
S	Azufre	
SO2	Dióxido de azufre	
v	vapor (calderín)	También simboliza vector (si va al inicio)
Magnitudes		
Símbolo	Significado	Comentario
cp	calor específico	

F	Caudal (flow)	“F” (flow) y no “C” para no confundir con carbono
H	Entalpía	
M, m	Masa	También simboliza pérdidas (según contexto)
P	Presión	
PM	Peso molecular	
Q	Calor o entalpía (según contexto)	
T	Temperatura	
Xn	Fracción molar	
Otros		
Símbolo	Significado	Comentario
L	Longitud	
D	Diámetro	
e	Entrada	
s	Salida	
h	Horno	También simboliza coeficiente de convección o entalpía específica (según contexto)

#### Ejemplo de usos de codificación:

Variable/Parámetro	Significado
Ff	Caudal de combustible
XnCO2	Fracción molar de dióxido de carbono
Fmvs	Caudal másico de vapor de salida
Th	Temperatura del horno
PMHH	Peso molecular de humos húmedos

# Apéndice B.

## Scripts de impresión de gráficas en validaciones del modelo.

Las gráficas presentadas como respuestas de nuestro modelo en el apartado de su validación fueron obtenidas utilizando diferentes scripts una vez realizadas las diferentes simulaciones. Para obtener dichas gráficas primero ha de realizarse la simulación correspondiente y acto seguido se debe ejecutar el script correspondiente en Matlab.

### Proceso de combustión en horno.

```
%Archivo: grafCombustion.m

%-----
% DIBUJAMOS LA CURVA %CO2 - EXCESO DE AIRE
%-----

hold on %---- Para mantener el dibujo anterior
plot (ExAire,CO2Hs,'r','LineWidth',2) %---- Dibuja %CO2=f(ExAire)
en color rojo (=r)

axis([-50,100, 0,25]) %---- Establece rango valores al Eje X y
al Eje Y.
xlabel('Exceso de Aire[%]')
ylabel('%CO2, %CO , %O2 ')
title ('%CO2, %CO Y %O2 EN FUNCION DEL EXCESO AIRE')
%grid

%pause % ---- Para y sigue al pulsar una
tecla.

%-----
% DIBUJAMOS LA CURVA %CO - EXCESO DE AIRE
%-----

plot (ExAire,COHs,'b','LineWidth',2) %---- Dibuja %CO=f(ExAire) en
color azul (=b)

%xlabel('Exceso de Aire[%]')
%ylabel('%CO')
%title('%CO2, CO Y O2 EN FUCNION DEL EXCESO AIRE')
%grid
```



```

    %pause                                % ---- Para y sigue al pulsar una
    tecla.

%-----
% DIBUJAMOS LA CURVA %O2 - EXCESO DE AIRE
%-----

    plot (ExAire,O2Hs,'m','LineWidth',2)    %---- Dibuja %O2=f(ExAire)
    en color magenta (=m)

    %axis([0,1, 0,3])
    %xlabel('Exceso de Aire[%]')
    %ylabel('%O2')
    %title('CO2, CO Y O2 EN FUCNION DEL EXCESO AIRE')
    grid

    hold off

```

## **Poder Calorífico Superior y Temperatura adiabática de la llama (horno):**

```

%Arhcivo: grafTadiabatica.m

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA TEMPERATURA ADIABATICA SEGUN EXCESO DE AIRE
%-----

    plot (Tiempo,Tadiabatica,'b','LineWidth',2)    %---- Dibuja
    TADIABATICAo=f(t)

    xlabel('Tiempo[Segs]')
    ylabel('Temperatura adiabatica horno [K]')
    title ('TEMPERATURA ADIABATICA HORNO')
    grid

```

## **Dinámica del horno:**

```

%Archivo: grafDinHorno.m

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA Thorno
%-----

    subplot(2,2,1),
    plot (Tiempo,Thorno,'b','LineWidth',2)    %---- Dibuja Thorno=f(t) en
    color azul

    %axis([-50,100, 0,25])    %---- Pone rango valores al Eje X y al
    Eje Y.
    xlabel('Tiempo[Segs]')
    ylabel('Temperatura horno [K]')
    title ('TEMPERATURA HORNO')
    grid

    % pause                                % ---- Para y sigue al pulsar una
    tecla.

```

```

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA DE CALOR DE RADIACION
%-----

subplot(2,2,2),
plot (Tiempo,Qradiacion,'b','LineWidth',2)    %---- Dibuja
Qradiación=f(t)en color azul

xlabel('Tiempo[Segs]')
ylabel('Calor radiacion [KJ/h]')
title ('CALOR RADIACION HORNO ')
grid

% pause                                     % ---- Para y sigue al pulsar una tecla.

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA CALOR HUMOS HUMEDOS
%-----

subplot(2,2,3),
plot (Tiempo,QHumosH,'b','LineWidth',2)    %---- Dibuja
QHumosH=f(t)en color azul

xlabel('Tiempo[Segs]')
ylabel('Entalpía humos humedos [KJ/h]')
title ('ENTALPIA HUMOS HUMEDOS ')
grid

```

## **Caudales agua y vapor en calderín:**

%Archivo: grafMasaAguaVapor.m

```

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA DE LA MASA DE AGUA DE VAPOR Y TOTAL DEL
CALDERIN
%-----

subplot (2,2,1),                                %---- Pon cuatro graficas y activa la
1ª plot (Tiempo,Macaldera,'r','LineWidth',2)
xlabel('Tiempo [Seg]')
ylabel('Masa de agua[Kg]')
title ('MASA AGUA EN EL CALDERIN')
grid                                             %---- Pon rejilla

subplot (2,2,3),                                %---- Pon cuatro graficas y activa la
3ª plot (Tiempo,MvCaldera,'b','LineWidth',2)
xlabel('Tiempo [Seg]')
ylabel('Masa de vapor[Kg]')
title ('MASA VAPOR EN EL CALDERIN')
grid                                             %---- Pon rejilla

subplot (2,2,2),                                %---- Pon cuatro graficas y activa la
2ª plot (Tiempo,MTCaldera,'m','LineWidth',2)

```

```

xlabel('Tiempo [Seg]')
ylabel('Masa de agua+vapor[Kg]')
title ('MASA AGUA+VAPOR EN CALDERIN')
grid %----- Pone rejilla

```

## Temperatura y volumen específico del vapor frente presión en el calderín:

%Archivo: grafTvP.m

```

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA TEMPERATURA - PRESION DEL CALDERIN
%-----

subplot (1,2,1),
plot (Presion,Temperatura,'b','LineWidth',2) %----- Dibuja T=f(P) en
color azul (=b).

axis([0,14, 0,200])
xlabel('Presion [Bar abs]')
ylabel('Temperatura [°C ]')
title('TEMPERATURA - PRESION CALDERIN')
grid

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA Volumen especifico - PRESION DEL CALDERIN
%-----

subplot (1,2,2),
plot (Presion,Vespecifico,'b','LineWidth',2) %----- Dibuja Vesp=f(P)
en color azul (=b).

axis([0,14, 0,1.8])
xlabel('Presion [Bar abs]')
ylabel('Volumen especifico [m3/Kg]')
title('Volumen especifico - PRESION CALDERIN')
grid

```

## Dinámica de temperatura y presión en la caldera:

%Archivo: grafDinamicaCaldera.m

```

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA DE LA TEMPERATURA DE LA CALDERA
%-----

subplot(1,2,1),
plot (Tiempo,Tcaldera,'b','LineWidth',2) %----- Dibuja
Tcaldera=f(t) en color azul

xlabel('Tiempo[Segs]')
ylabel('Temperatura caldera[°C]')
title ('TEMPERATURA CALDERA')
grid

```

```

% pause                                     % ---- Para y sigue al pulsar una tecla.

%-----
% DIBUJAMOS LA GRAFICA DE LA PRESION DE LA CALDERA
%-----
subplot(1,2,2),
plot (Tiempo,Pcaldera,'b','LineWidth',2)    %---- Dibuja
Pcaldera=f(t)en color azul

axis([0,1500, 0,40])
xlabel('Tiempo[Segs]')
ylabel('Presión caldera [Bar abs]')
title ('PRESIÓN CALDERA')
grid

```

## Apéndice C.

### Cálculo de nivel del calderín para geometría cilíndrica horizontal.

Para un tanque horizontal de geometría cilíndrica de radio  $R$  y longitud  $L$ , tal como muestra la Figura 69.

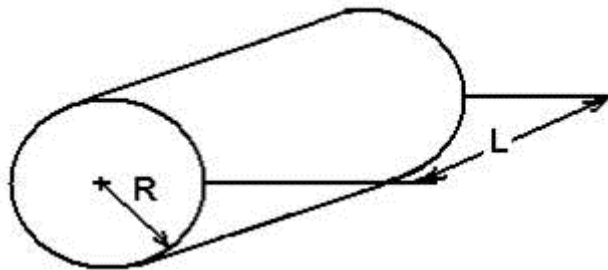


Figura 69. Tanque horizontal de geometría cilíndrica.

Si se toma un corte transversal de dicho tanque, que tiene un nivel de líquido  $h$ , y se toman coordenadas cartesianas  $x$ - $y$  con origen en el centro de la circunferencia tal como podemos ver en la Figura 70.

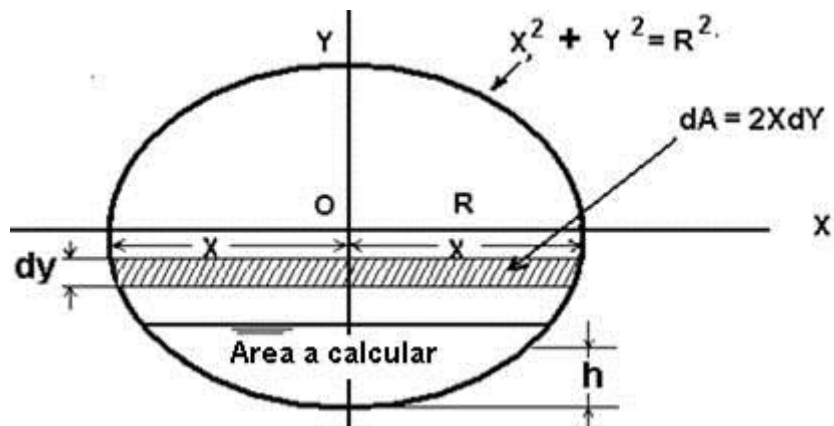


Figura 70. Corte transversal de tanque horizontal.

De la ecuación de la circunferencia:

$$x^2 + y^2 = R^2$$

Se tiene que:

$$x = \sqrt{R^2 - y^2}$$

A partir de esta expresión y teniendo en cuenta que la diferencial de área que ocupa el líquido en el corte transversal del tanque es  $dA = 2xdy$ , tenemos que:

$$dA = 2 \cdot \sqrt{R^2 - y^2} \cdot dy$$

Integrando esta diferencial entre los límites que ocupa el líquido en el tanque:

$$A = \int_{-R}^{-R+h} dA = \int_{-R}^{-R+h} 2 \cdot \sqrt{R^2 - y^2} \cdot dy$$

Para desarrollar la integral multiplicamos y dividimos por  $R$  en el interior de la integral:

$$A = 2 \cdot \int_{-R}^{-R+h} \sqrt{R^2 - y^2} \cdot \frac{R}{R} \cdot dy = 2R \cdot \int_{-R}^{-R+h} \sqrt{1 - \frac{y^2}{R^2}} \cdot dy$$

Si ahora consideramos [27], donde encontramos:

$$\int \sqrt{1 - z^2} dt = \frac{1}{2} \arcsen(z) + \frac{z}{2} \sqrt{1 - z^2} + c$$

Donde  $c$  es la constante de integración que en nuestra integral desaparecerá pues se trata de una integral definida entre límites.

A partir de la solución de la integral obtenida en la referencia y realizando el siguiente cambio de variable:

$$z = \frac{y}{R} \Rightarrow dy = R dz$$

Podemos resolver la integral que nos interesa:

$$\begin{aligned} A &= 2R \cdot \int_{-R}^{-R+h} \sqrt{1 - \frac{y^2}{R^2}} \cdot dy = 2R \cdot \left[ R \cdot \left( \frac{1}{2} \arcsen\left(\frac{y}{R}\right) + \frac{y}{2R} \sqrt{1 - \left(\frac{y}{R}\right)^2} \right) \right]_{-R}^{-R+h} \\ &= \left[ R^2 \arcsen\left(\frac{y}{R}\right) + yR \sqrt{1 - \left(\frac{y}{R}\right)^2} \right]_{-R}^{-R+h} \\ &= \left[ R^2 \arcsen\left(\frac{y}{R}\right) + y\sqrt{R^2 - y^2} \right]_{-R}^{-R+h} \end{aligned}$$

Operando, finalmente obtenemos la expresión del área de interés:

$$A = \frac{\pi R^2}{2} + (h - R)\sqrt{2Rh - h^2} + R^2 \arcsen\left(\frac{-R + h}{R}\right)$$

Para hallar el nivel de agua en el tanque,  $h$ , conocidos el volumen de fluido,  $V$ , y la longitud del calderín,  $L$ , (ver Figura 71) deberíamos emplear la expresión del volumen de fluido:

$$V = A \cdot L$$

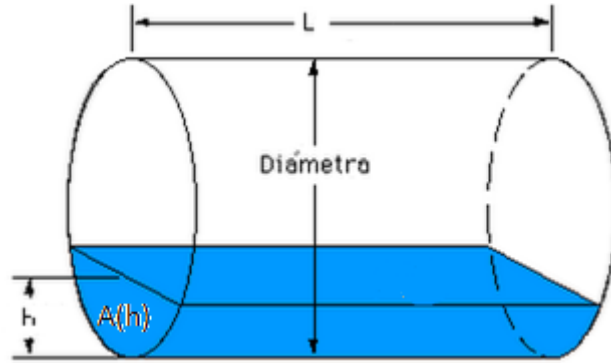


Figura 71. Tanque horizontal con agua.

Sustituyendo  $A$  por su expresión:

$$V = L \cdot \left( \frac{\pi R^2}{2} + (h - R)\sqrt{2Rh - h^2} + R^2 \arcsen\left(\frac{-R + h}{R}\right) \right)$$

*Nota 1:* En Simulink bastaría con implementar la ecuación:

$$V - L \cdot \left( \frac{\pi R^2}{2} + (h - R)\sqrt{2Rh - h^2} + R^2 \arcsen\left(\frac{-R + h}{R}\right) \right) = 0$$

Para que, utilizando el bloque de *Algebraic Constraint*, se obtuviera el valor del nivel del agua,  $h$ .

*Nota 2:* En el modelo del calderín que incluyera la geometría cilíndrica horizontal del calderín, el radio del calderín y su longitud deberían ser entradas del sistema para poder realizar simulaciones sobre distintas dimensiones del calderín.